

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN METIL AKRILAT DARI
ASAM AKRILAT DAN METHANOL MENGGUNAKAN PROSES
ESTERIFIKASI DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 68.000
TON/TAHUN
(Tugas Khusus Evaporator)**

SKRIPSI



**Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Persyaratan dalam Menyelesaikan
Program Sarjana Teknik Kimia di Universitas Jambi**

Oleh:

ANGGUN SEPTYANINGSIH

M1B120023

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK SIPIL, KIMIA, DAN LINGKUNGAN
FAKULTAS SAINS DAN TEKNOLOGI
UNIVERSITAS JAMBI**

2024

LEMBAR PENGESAHAN

TUGAS AKHIR

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN METIL AKRILAT DARI
ASAM AKRILAT DAN METHANOL MENGGUNAKAN PROSES
ESTERIFIKASI DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 68.000
TON/TAHUN**

(Tugas Khusus Evaporator)

Oleh:

Anggun Septyaningsih

M1B120023

Telah disidangkan pada tanggal 12 September 2024

Pada Program Studi Teknik Kimia Fakultas Sains dan Teknologi

Universitas Jambi

Jambi, Desember 2024

Menyetujui,

Dosen Pembimbing I

Dosen Pembimbing II



Ir. Oki Alfernando, S.T., M.T.

NIP. 199001192019031009



Ir. Ira Galih Prabasari, S.T., M.Si., IPM. CHAQ., C.EIA.

NIP.197310182024212004

Mengetahui,

Dekan Fakultas Sains dan Teknologi

Ketua Jurusan Teknik Sipil, Kimia

Universitas Jambi

dan Lingkungan



Drs. Jefri Marzal, M.Sc., D.I.T.

NIP 197404121999031004

Nazarudin, S.Si, M.Si., Ph.D.

NIP.196806021993031004

LEMBAR PERSETUJUAN

TUGAS AKHIR

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN METIL AKRILAT DARI
ASAM AKRILAT DAN METHANOL MENGGUNAKAN PROSES
ESTERIFIKASI DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 68.000**

TON/TAHUN

(Tugas Khusus Evaporator)

Oleh:

Anggun Septyaningsih

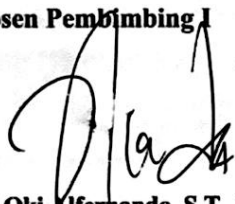
M1B120023

**Telah disetujui untuk ikut dalam Sidang Tugas Akhir guna memenuhi syarat
kurikulum Tingkat Sarjana pada Program Studi Teknik Kimia Fakultas
Sain dan Teknologi Universitas Jambi
Jambi, Desember 2024**

Menyetujui,

Dosen Pembimbing I

Dosen Pembimbing II



Ir. Oki Alferando, S.T., M.T.

NIP. 199001192019031009



Ir. Ira Galih Prabasari, S.T., M.Si., IPM. CIAO., C.EIA.

NIP. 197310182024212004

Mengetahui,

**Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Sains dan Teknologi Universitas Jambi**



Ir. Oki Alferando, S.T., M.T.

NIP.199001192019031009

LEMBAR PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa:

Anggun Septyaningsih M1B120023

Judul tugas akhir:

“Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Metil Akrilat dari Asam Akrilat dan Methanol menggunakan Proses Esterifikasi dengan Kapasitas Produksi 68.000 Ton/Tahun”. Mahasiswa tersebut diatas telah melakukan perbaikan tugas akhir yang diberikan pada sidang di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Sains dan Teknologi Universitas Jambi pada tanggal 12 September 2024.

Tim Penguji

Ir. Oki Alfernando, S.T., M.T.

NIP.199001192019031009

Ketua



Ir. Ira Galih Prabasari, S.T., M.Si., IPM., CIIQA., C.EIA.

NIP.198902012022032009

Sekretaris



Ir. Sarah Fiebrina Heraningsih, S.T., M.T., CCSME., CSOM.

NIP.198902012022032009

Penguji Utama



Rara Ayu Lestary, S.T., M. Eng.

NIP. 199703302024062001

Anggota



Ra'ida Raudhatussya'rifah, S.T., M.Eng.

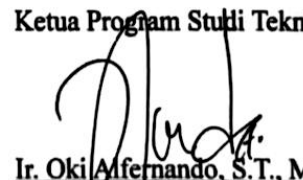
NIP. 199704152024062002

Anggota



Mengetahui

Ketua Program Studi Teknik Kimia


Ir. Oki Alfernando, S.T., M.T.

NIP.199001192019031009

LEMBAR PERNYATAAN ORISINALITAS

Sebagai sivitas akademika Universitas Jambi, saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Anggun Septyaningsih
NIM : M1B120023
Program Studi : Teknik Kimia
Fakultas : Sains dan Teknologi
Judul Skripsi : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Metil Akrilat dari Asam Akrilat dan Methanol menggunakan Proses Esterifikasi dengan Kapasitas Produksi 68.000 Ton/Tahun (Tugas Khusus Evaporator)

Dengan ini menyatakan bahwa sesungguhnya skripsi ini benar-benar karya saya sendiri dan bukan jiplakan dari hasil pihak lain. Apabila di kemudian hari terbukti atau dapat dibuktikan bahwa skripsi ini merupakan jiplakan atau plagiarisme, maka saya bersedia menerima sanksi dicabut gelar dan ditarik ijazah.

Demikian pernyataan ini dibuat dengan sebenarnya

Jambi, Desember 2024

Yang membuat pernyataan,



Anggun Septyaningsih

NIM.M1B120023

MOTTO DAN PERSEMBAHAN

MOTTO

“Allah-Ku, aku tidak ingin menggadaikan sholatku dengan semua permintaan dunia itu, namun harus pada siapa lagi aku memohon untuk hal-hal yang mustahil itu jika bukan pada-Mu.

Ya Allah, aku selalu percaya rahmat-Mu datang mendahului takdir-Mu. Maka, biarkan doaku menjemput rahmat-Mu dan biarkan takdir yang menyakitkan menjadi indah karena ridha-Mu.”

“i lived, and i learned” -Taylor Swift

“it will pass, everything you’ve gone through it will pass” –Rachel Vennya

PERSEMBAHAN

Karya ini saya persembahkan untuk

Mama dan Papa, orang hebat yang selalu menjadi penyemangat saya

Sebagai sandaran terkuat dari kerasnya dunia.

Yang tidak henti-hentinya memberikan kasih sayang dengan penuh cinta

Selalu memberikan semangat dan motivasi.

Terima kasih untuk semua berkat doa dan dukungan mama dan papa

sehingga kakak bisa berada di titik ini.

Sehat selalu dan hiduplah lebih lama lagi.

KATA PENGANTAR

Puji syukur kepada Allah SWT. atas berkat, rahmat, dan karunia-Nya tugas akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Metil Akrilat dari Asam Akrilat dan Methanol Menggunakan Proses Esterifikasi dengan Kapasitas Produksi 68.000 Ton/Tahun” dapat diselesaikan. Tugas akhir ini disusun sebagai syarat untuk menyelesaikan kurikulum akademik yang ada di Program Studi Teknik Kimia Universitas Jambi. Penulis menyampaikan terima kasih kepada semua pihak yang telah mendukung, mendoakan, dan memberikan bantuan selama pengerjaan tugas akhir ini, yaitu:

1. Allah SWT. atas rahmat dan karunia-Nya.
2. Mama Singa dan Papa Gundut yang senantiasa memberikan doa, restu, dukungan, serta donasi dalam menyelesaikan skripsi ini.
3. Bapak Drs. Jefri Marzal, M.Sc., D.I.T. selaku Dekan Fakultas Sains dan Teknologi Universitas Jambi.
4. Bapak Nazarudin, S.Si., M.Si, Ph.D., selaku Ketua Jurusan Teknik Sipil, Kimia, dan Lingkungan Universitas Jambi
5. Bapak Ir. Oki Alfernando, S.T., M.T., selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Universitas Jambi dan pembimbing utama dalam skripsi yang telah memberikan arahan dan petunjuk dalam penulisan dan perbaikan sehingga skripsi ini dapat diselesaikan dengan baik.
6. Ibu Ir. Ira Galih Prabasari, S.T., M.Si., IPM. CIIQA., C.EIA. selaku pembimbing pendamping dan koordinator sidang tugas akhir yang telah

memberikan arahan dan petunjuk dalam penulisan dan perbaikan sehingga skripsi ini dapat diselesaikan dengan baik.

7. Ibu Aulia Sanova, S.T., M.Pd., sebagai pembimbing akademik yang telah memberikan nasehat dan arahan dalam menyelesaikan setiap tahap perkuliahan sejak awal hingga akhir perkuliahan.
8. Bapak/Ibu Dosen dan Staff Akademik Program Studi Teknik Kimia Universitas Jambi yang telah memberikan ilmu, bantuan, saran-saran, dan motivasi.
9. Kepada seseorang yang tak kalah penting kehadirannya, Salsa Dila. terima kasih telah menjadi bagian dari perjalanan hidup penulis. Berkontribusi banyak dalam penulisan skripsi ini, baik tenaga maupun waktu dalam penulisan skripsi ini.
10. Keluarga besar Teknik Kimia Universitas Jambi, teman-teman mahasiswa Teknik Kimia 2020, Kakak, Abang dan Adik mahasiswa Teknik Kimia Universitas Jambi yang telah membantu.
11. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu yang telah berkontribusi hingga skripsi ini dapat diselesaikan.

Penulis menyadari keterbatasan kemampuan dan kekurangan dalam penulisan tugas akhir ini, sehingga penulis menerima segala saran dan kritik yang membangun. Akhir kata, penulis berharap tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak, menambah ilmu dibidang pengetahuan, dan tersampaikan dengan baik dan benar

Jambi, Juli 2024

Penulis

INTISARI

Metil akrilat (*methyl acrylate*) digunakan sebagai bahan penunjang pada banyak industri polimer (*poliakrilat*). Polimer digunakan sebagai cat (*coating*), bahan perekat, dan binder untuk industri kulit, kertas, dan tekstil. *Methyl acrylate* sendiri merupakan bahan aditif dalam pembuatan perekat berbasis kopolimer, industri *fiber* serta digunakan dalam produksi *antioksidan* dan *amino ester*. Pabrik pembuatan senyawa metil akrilat (*methyl acrylate*) berbahan asam akrilat dan metil akrilat memiliki kapasitas 68.000 ton/tahun dengan massa kerja 300 hari dalam satu tahun.

Pabrik direncanakan berdiri pada tahun 2029 yang berlokasi di Cilegon, Banten dengan luas area sebesar 3,8 Ha. Proses pembuatan metil akrilat (*methyl acrylate*) menggunakan asam akrilat dan methanol dilakukan melalui proses esterifikasi. Kondisi operasi pembuatan metil akrilat (*methyl acrylate*) adalah pada suhu 80°C dan tekanan 30 atm dengan katalis yang digunakan berupa asam asetat. Pabrik ini merupakan perusahaan Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi line and staff, yang dipimpin oleh direktur utama dengan jumlah karyawan sebanyak 213 orang. Dari analisa ekonomi pabrik ini layak didirikan, hasil analisa ekonomi yaitu sebagai berikut:

Dari analisis ekonomi pra-rancang pembuatan metil akrilat ini diperoleh:

a.	<i>Total Capital Investment</i>	= US \$	183.018.175,3158
b.	<i>Selling Price</i>	= US \$	265.359.870,9297
c.	<i>Total Production Cost</i>	= US \$	124.985.916,2378
d.	<i>Annual Cash Flow</i>	= US \$	105.884.524,5750

- e. *Pay Out Time* = 3,3493 Tahun
- f. *Rate Of Return On Investment* = 49,85 %
- g. *Discounted Cash Flow* = 76,3101 %
- h. *Break Even Point* = 22,2559 %
- i. *Service Life* = 10

Kata kunci: metil akrilat, asam akrilat, methanol, asam sulfat, esterifikasi.

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	ii
LEMBAR PERSETUJUAN	iii
LEMBAR PERNYATAAN ORISINALITAS	v
KATA PENGANTAR.....	vii
INTISARI	ix
DAFTAR ISI.....	xi
DAFTAR TABEL	xvi
DAFTAR GAMBAR.....	xix
BAB I PEMBAHASAN UMUM	1
1.1 Pendahuluan	1
1.2 Sejarah dan Perkembangan Metil akrilat.....	2
1.3 Macam-Macam Proses Pembuatan Metil akrilat.....	3
1.4 Sifat Fisika.....	5
BAB II PERENCANAAN PABRIK.....	7
2.1 Alasan Pendirian Pabrik.....	7
2.2 Pemilihan Kapasitas.....	8
2.3 Pemilihan Bahan Baku	10
2.4 Pemilihan Proses.....	10
2.5 Uraian Proses Pembuatan	12
BAB III LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....	16
3.1 Lokasi Pabrik.....	16

3.2	Tata Letak Pabrik	20
3.3	Luas Tanah	26
BAB IV NERACA MASSA		28
4.1	Mixing Point (MP-01)	28
4.2	Mixing Point (MP-02)	28
4.3	Reaktor (R-01)	29
4.4	Flash Drum (FD-01)	29
4.5	Kolom Destilasi (KD-01)	30
4.6	Accumulator (ACC-01)	30
4.7	Reboiler (RB-01)	31
4.8	Evaporator (EVP-01)	31
BAB V NERACA PANAS		32
5.1	<i>Heater</i> (HE-01)	32
5.2	<i>Heater</i> (HE-02)	32
5.3	<i>Heater</i> (HE-03)	33
5.4	Reaktor (R-01)	33
5.5	<i>Heater</i> (HE-04)	33
5.6	Kolom Destilasi (KD-01)	34
5.7	Total Condensor (TC-01)	34
5.8	Reboiler (RB-01)	34
5.9	Evaporator (EVP-01)	35
5.10	<i>Cooler</i> (CO-01)	35
5.11	<i>Cooler</i> (CO-02)	35
BAB VI SISTEM UTILITAS		36
6.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	36

6.2	Unit Penyediaan <i>Steam</i> Penukar Panas dan Proses	47
6.3	Unit Penyediaan Gas Turbin.....	49
6.4	Unit Penyediaan Tenaga Listrik (<i>Power Plant System</i>).....	50
6.5	Unit Penyediaan Bahan Bakar	53
6.6	Unit Penyediaan Pendingin	54
6.7	Penyediaan Udara Tekan	55
BAB VII SPESIFIKASI PERALATAN.....		56
7.1	Tangki-01 (T-01).....	56
7.2	Tangki-02 (T-02).....	56
7.3	Tangki-03 (T-03).....	57
7.4	Tangki-04 (T-04).....	58
7.5	Pompa (P-01).....	59
7.6	Pompa (P-02).....	59
7.7	Pompa (P-03).....	60
7.8	Pompa (P-04).....	61
7.9	Pompa (P-05).....	62
7.10	Pompa (P-06).....	62
7.11	Pompa (P-07)	63
7.12	Pompa (P-08)	64
7.13	Pompa (P-09).....	64
7.14	Kolom Destilasi (KD-01)	65
7.15	Total kondensor (TC-01).....	66
7.16	<i>Accumulator</i> -01 (ACC-01).....	67
7.17	<i>Reboiler</i> -01 (RB-01).....	67
7.18	<i>Flash Drum</i> -01 (FD-01)	68
7.19	Evaporator (EVP-01).....	69

7.20	Reaktor (R-01).....	69
7.21	Heater (HE-01)	71
7.22	Heater (HE-02)	71
7.23	Heater (HE-03)	72
7.24	Heater (HE-04)	73
7.25	Cooler-01 (CO-01).....	73
7.26	Cooler-02 (CO-02).....	74
BAB VIII ORGANISASI PERUSAHAAN.....		75
8.1	Bentuk Perusahaan	75
8.2	Struktur Organisasi	76
8.3	Tugas dan Wewenang	79
8.4	Waktu Kerja	87
8.5	Penentuan Jumlah Pekerja.....	89
8.6	Sistem Penggajian.....	96
8.7	Jaminan dan Fasilitas Tenaga Kerja.....	97
8.8	Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3).....	99
8.9	Instrumentasi.....	110
BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH.....		117
9.1	Limbah B3 (Bahan Berbahaya dan Beracun)	117
9.2	Limbah Non B3 (Non Bahan Berbahaya dan Beracun)	118
BAB X ANALISIS EKONOMI		128
10.1	Keuntungan (<i>Profitabilitas</i>).....	128
10.2	Lama Waktu Pengembalian Modal	129
10.3	Total Modal Akhir	131
10.4	Laju Pengembalian Modal.....	134

10.5	<i>Break Even Point (BEP)</i>	135
10.6	<i>Shut Down Point</i>	137
BAB XI TUGAS KHUSUS		140
11.1	Pendahuluan	140
11.2	Jenis Evaporator	141
11.3	Prinsip Kerja	143
11.4	Perhitungan Neraca Massa dan Neraca Panas	144
11.5	Spesifikasi Alat Evaporator	145
BAB XII PENUTUP		151
DAFTAR PUSTAKA		152
LAMPIRAN A PERHITUNGAN NERACA MASSA		154
LAMPIRAN B PERHITUNGAN NERACA PANAS		173
LAMPIRAN C SPESIFIKASI PERALATAN		208
LAMPIRAN D PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI		405
RIWAYAT PENULIS		406

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Pertimbangan pemilihan proses pembuatan metil akrilat.....	4
Tabel 2. 1 Nilai impor metil akrilat di Indonesia	8
Tabel 2.2 Perbandingan proses pembuatan metil akrilat.....	11
Tabel 3.1 Produsen cat yang membutuhkan metil akrilat	18
Tabel 3.2 Produsen tekstil yang membutuhkan metil akrilat	19
Tabel 3.3 Produsen kertas yang membutuhkan metil akrilat	19
Tabel 4.1 Neraca massa Mixing Point (MP-01).....	28
Tabel 4.2 Neraca massa Mixing Point (MP-02).....	28
Tabel 4.3 Neraca massa R-01	29
Tabel 4.4 Neraca massa FD-01	29
Tabel 4.5 Neraca massa Kolom Destilasi (KD-01)	30
Tabel 4.6 Neraca massa Accumulator (ACC-01).....	30
Tabel 4.7 Neraca massa Reboiler (RB-01).....	31
Tabel 4.8 Neraca massa Evaporator (EVP-01).....	31
Tabel 5.1 Neraca panas Heater (HE-01).....	32
Tabel 5.2 Neraca panas Heater (HE-02).....	32
Tabel 5.3 Neraca panas Heater (HE-03).....	33
Tabel 5.4 Neraca panas Reaktor (R-01)	33
Tabel 5.5 Neraca panas Heater (HE-04).....	33
Tabel 5.6 Neraca panas Kolom Destilasi (KD-01).....	34
Tabel 5.7 Neraca panas total Condensor (TC-01)	34
Tabel 5.8 Neraca panas Reboiler (RB-01)	34

Tabel 5.9 Neraca panas Evaporator (EVP-01)	35
Tabel 5.10 Neraca panas Cooler (CO-02)	35
Tabel 5.11 Neraca panas Cooler (CO-02)	35
Tabel 6.1 Parameter standar mutu air domestik	40
Tabel 6.2 Parameter standar baku mutu air umpan boiler	41
Tabel 6.3 Kebutuhan air domestik	43
Tabel 6.4 Standar air boiler menurut ASME	44
Tabel 6.5 Kebutuhan air pendingin	45
Tabel 6.6 Kebutuhan steam pemanas	48
Tabel 6.7 Kebutuhan listrik peralatan	51
Tabel 6.8 Pemakaian Listrik Penerangan Pabrik	51
Tabel 6.9 Kebutuhan daya listrik metil akrilat	53
Tabel 6.10 Kebutuhan pendingin pabrik metil akrilat	54
Tabel 8.1 Waktu Kerja Karyawan Non-Shift	88
Tabel 8.2 Waktu kerja karyawan shift	88
Tabel 8.3 Jadwal kerja karyawan pabrik	89
Tabel 8.4 Jumlah Karyawan	92
Tabel 8.5 Jumlah karyawan Shift	94
Tabel 8.6 Jumlah Karyawan Non-Shift	94
Tabel 8.7 Perincian Gaji Karyawan	96
Tabel 8.8 Alat Pelindung Diri	107
Tabel 8.9 Sistem Pengontrolan pada Pabrik	115
Tabel 9.1 Baku Mutu Air Limbah	118
Tabel 11.1 Neraca massa EVP-02	144

Tabel 11.2 Neraca panas EVP-01.....	144
--	-----

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 <i>flowsheet</i>	15
Gambar 3.1 Peta digital lokasi pabrik metil akrilat, Jawa Barat	16
Gambar 3.2 Peta digital lokasi pabrik metil akrilat	16
Gambar 3.3 Layout Pabrik.....	22
Gambar 3.4 Layout Pabrik.....	25
Gambar 10.1 <i>Break Even Point (BEP)</i>	136
Gambar 10.2 <i>Shut down point</i>	138
Gambar 11.1 <i>Horizontal Tube Evaporator</i>	141
Gambar 11.2 <i>Standard Vertical-Tube Evaporator</i>	142

BAB I

PEMBAHASAN UMUM

1.1 Pendahuluan

Pembangunan di bidang industri kimia di Indonesia semakin pesat perkembangannya. Hal ini dibuktikan dengan didirikannya beberapa pabrik kimia di Indonesia. Kegiatan pengembangan industri kimia di Indonesia diarahkan untuk meningkatkan kemampuan nasional dalam memenuhi kebutuhan dalam negeri akan bahan kimia dan juga sekaligus ikut memecahkan masalah ketenagakerjaan. Salah satu bahan yang masih diimpor dalam skala besar ini yaitu metil akrilat (BPS, 2024).

Salah satu jenis industri kimia yang amat besar pengaruhnya terhadap industri kimia di Indonesia adalah metil akrilat. Metil akrilat (*methyl acrylate*) digunakan sebagai bahan penunjang pada banyak industri polimer (*poliakrilat*). Polimer digunakan sebagai cat (*coating*), bahan perekat, dan binder untuk industri kulit, kertas, dan tekstil. *Methyl acrylate* sendiri merupakan bahan aditif dalam pembuatan perekat berbasis *kopolimer*, industri *fiber* serta digunakan dalam produksi *antioksidan* dan *amino ester*.

Begitu banyak manfaat dari metil akrilat sehingga pendirian pabrik metil akrilat di Indonesia tentu berdampak baik bagi industri-industri yang menggunakan dalam proses-proses kimia akan semakin mudah untuk mendapatkannya didalam negeri. Oleh karena itu, kebutuhan akan metil akrilat akan meningkat dari tahun ke tahun sejalan dengan program pemerintah dalam pengembangan industri hilir dimana kebutuhannya baru dapat dipenuhi dari impor dari negara-negara maju,

metil akrilat dapat dihasilkan melalui reaksi esterifikasi antara asam akrilat dan methanol dengan bantuan katalis asam sulfat sebagai katalisator.

Dengan didirikannya pabrik metil akrilat di Indonesia diharapkan dapat mengurangi konsumsi impor, sehingga akan meringankan pihak konsumen dalam negeri, selain itu dapat menghemat devisa negara dan juga dapat memacu berdirinya pabrik lain yang menggunakan metil akrilat.

1.2 Sejarah dan Perkembangan Metil akrilat

Pada tahun 1835, akrilat pertama kali disintesis oleh Jean-Baptise Andre Dumas seorang kimiawan Prancis. Namun, penggunaan metil akrilat dalam skala industri tidak dimulai hingga 1930-an, ketika industri kimia mulai mengembangkan berbagai aplikasi baru untuk bahan kimia ini. Selama perang dunia II, metil akrilat menjadi sangat penting dalam produksi pelapis pesawat terbang dan produk lainnya yang digunakan dalam industri militer.

Metil akrilat merupakan turunan dari metil metakrilat (MMA) karena adanya reaksi antara asam akrilat dan metanol. Pada tahun 1865 metil metakrilat diturunkan dari asam akrilat yang merupakan monomer yang merupakan bahan utama yang nantinya akan menjadi polimer akrilik. Lalu pada 1877 seorang ahli kimia Jerman Rudolph Fittig menemukan proses polimerisasi asam metakrilat.

Lalu pada 1892, Georg Kahlbaum melakukan penelitian tentang metil akrilat, yang ia polimerisasi menjadi polimetil akrilat. Hingga saat ini, metil akrilat tetap menjadi bahan kimia yang penting dalam industri, dengan aplikasi yang meliputi cat, bahan perekat, resin, dan banyak lagi. Seiring dengan kemajuan dalam teknologi dan aplikasi kimia, metil akrilat terus menjadi subjek penelitian dan

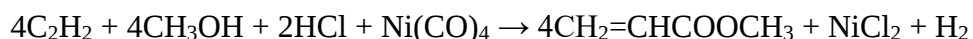
pengembangan untuk meningkatkan kinerjanya serta mengurangi dampak lingkungan.

1.3 Macam-Macam Proses Pembuatan Metil akrilat

Berdasarkan bahan baku yang dipergunaakan untuk metil akrilat dengan rumus molekul $C_4H_6O_2$, yang berwarna jernih, berbau tajam dan berbau tidak sedap, sedikit larut dalam air tetapi larut sempurna dalam alkohol dan ester. Menurut Ullman (1985) metil akrilat dalam industri dapat dibuat dengan berbagai macam, yaitu:

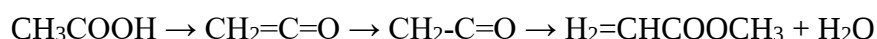
1.3.1 Proses *asetilen*

Pada proses ini metil akrilat dibuat dengan mereaksikan asetilen dengan alkohol dalam suasana asam dengan katalis nikel karbonil pada tekanan atmosferis pada suhu 40°C . Kerugian proses ini adalah kesulitan dalam penanganan nikel karbonil yang beracun dan korosif.



1.3.2 Proses *ketene*

Pada proses ini bahan baku yang digunakan adalah asam asetat, bahan ini dipirolisa menjadi ketena. Ketena direaksikan dengan *monomer formaldehid* membentuk *β -propiolactone*. Senyawa ini selanjutnya dikonversi menjadi akrilat. Metode ini tidak dipakai karena banyaknya tahapan yang harus dilewati dan juga sifat racun dari *β -propiolactone*.



1.3.3 Proses esterifikasi asam akrilat

Pada proses ini, asam akrilat direaksikan dengan metanol dengan katalis asam sulfat membentuk metil akrilat. Reaksi esterifikasi ini berlangsung pada suhu 50-100°C dan tekanan atmosferis. Perbandingan mol asam akrilat dan metanol yang digunakan adalah 1:1. Reaksi tersebut berlangsung pada reaktor alir tangki berpengaduk.



Tabel 1.1 Pertimbangan pemilihan proses pembuatan metil akrilat

No	Pertimbangan	Proses <i>asetilen</i>	Proses <i>ketene</i>	Proses esterifikasi
1	Bahan Baku	<i>Asetilen</i> dan alkohol	Asam asetat	Asam akrilat dan metanol
2	Kondisi Operasi	1 atm, 40°C	1 atm, 150°C	1 atm, 60-100°C
3	Katalis	<i>Nikel karbonil</i>		
4	Kelebihan	Produk samping bukan zat beracun	Bahan baku mudah didapatkan	Bahan baku mudah didapat, dan menghasilkan produk yang bukan beracun
5	Kekurangan	Bahan baku gas alam terbatas dan menggunakan katalis nikel karbonil yang beracun dan korosif	Menghasilkan β - <i>propiolactone</i> yang bersifat beracun dan prosesnya melalui banyak tahapan	Membutuhkan katalis asam yang bersifat korosif dan memerlukan waktu reaksi yang lama

Berdasar perbandingan proses produksi metil akrilat pada Tabel 1.3 maka pada perancangan pabrik metil akrilat proses produksi dilakukan dengan cara esterifikasi asam akrilat dengan methanol karena:

- Bahan baku mudah didapat.
- Proses lebih sederhana.
- Kondisi operasi (suhu dan tekanan) lebih aman.
- Produk samping yang dihasilkan tidak beracun

1.4 Sifat Fisika

1.4.1. Bahan Baku

a. Asam Akrilat

Nama	: <i>acrylic acid</i>
Rumus Molekul	: $C_3H_4O_2$
Berat Molekul	: 72,06 g/mol
Densitas	: 1,05 g/cm ³
Fasa	: Cair
Warna	: Berwarna
Titik lebur	: 13,56°C
Titik didih	: 140,80°C
Kelarutan	: Larut dalam air

(Sumber: MSDS PubChem, 2024)

b. Metanol

Nama	: <i>methanol</i>
Rumus Molekul	: CH_4O
Berat Molekul	: 32,04 g/mol
Densitas	: 0,79 g/cm ³
Fasa	: Cair
Warna	: Berwarna
Titik lebur	: -97,8°C
Titik didih	: 64,6°C
Kelarutan	: Larut dalam air

(Sumber: MSDS PubChem, 2024)

1.4.2. Katalis

a. Asam Sulfat

Nama	: <i>sulfuric acid</i>
Rumus Molekul	: H_2SO_4
Berat molekul	: 98,08 g/mol
Fase	: Cair
Densitas	: 1,84 gr/m ³
Warna	: Berwarna
Titik Lebur	: 10,31°C
Titik didih	: 337 °C
Kelarutan	: Larut dalam air

(Sumber: MSDS PubChem, 2024)

1.4.3. Produk

a. Metil akrilat

Nama	: <i>methyl acrylate</i>
Rumus Molekul	: $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$
Berat molekul	: 86,09 g/mol
Fase	: Cair
Densitas	: 1,184 gr/m ³
Warna	: Berwarna
Titik Lebur	: 80,5°C
Titik didih	: 76,5°C
Kelarutan	: Larut dalam air

(Sumber: MSDS LabChem, 2024)

BAB II

PERENCANAAN PABRIK

2.1 Alasan Pendirian Pabrik

Pertumbuhan industri di Indonesia mengalami peningkatan setiap tahunnya, menyebabkan kebutuhan bahan-bahan kimia juga kian mengalami kenaikan permintaan. Begitu juga dengan kebutuhan metil akrilat di Indonesia, saat ini Indonesia hanya mengandalkan impor dari negara-negara lain untuk memenuhi kebutuhan metil akrilat dalam negeri.

Oleh karena itu, adapun faktor-faktor yang menjadi alasan pendirian pabrik metil akrilat adalah sebagai berikut:

- a. Metil akrilat banyak digunakan pada industri seperti cat, pelapis kayu, tekstil dan kertas, perekat, serta serat dan plastik sintesis. Pertumbuhan industri-industri ini berdampak langsung pada permintaan metil akrilat.
- b. Belum adanya pabrik metil akrilat di Indonesia saat ini, Indonesia hanya bergantung pada impor untuk memenuhi kebutuhan metil akrilat dalam negeri.
- c. Penyerapan tenaga kerja lokal yang secara tidak langsung akan meningkatkan perekonomian masyarakat.
- d. Diharapkan Indonesia menjadi salah satu produsen penghasil metil akrilat berskala internasional seiring bertambahnya permintaan metil akrilat di pasar dunia.
- e. Dapat mengurangi dan melepas ketergantungan Indonesia terhadap impor metil akrilat dari luar negeri.

2.2 Pemilihan Kapasitas

Menentukan kapasitas pabrik merupakan hal yang sangat penting pada saat pra-rancang pabrik. Karena kapasitas produksi dari pabrik akan mempengaruhi perhitungan teknis maupun ekonomis pada pabrik itu sendiri. Kapasitas pabrik metil akrilat ditentukan berdasarkan data impor dan dengan pertimbangan kebutuhan metil akrilat di Indonesia. Berdasarkan data impor dari Badan Pusat Statistik (BPS), Indonesia memiliki kebutuhan impor metil akrilat dapat dilihat pada tabel dibawah:

Tabel 2. 1 Nilai impor metil akrilat di Indonesia

Tahun	Import (ton/tahun)	Pertumbuhan
2019	95.935	0,0000
2020	66.524	-0,3067
2021	118.206	0,7769
2022	117.049	-0,0098
2023	96.301	-0,1773
Total		0,0566

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024)

Untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi metil akrilat dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$m_1 + m_2 + m_3 = m_4 + m_5$$

Keterangan:

m_1 = Nilai impor tahun pabrik didirikan (ton/tahun)

m_2 = Produksi pabrik didalam negeri (ton/tahun)

m_3 = Kapasitas pabrik yang akan didirikan (ton/tahun)

m_4 = Nilai ekspor tahun pabrik didirikan (ton/tahun)

m_5 = Nilai konsumsi dalam negeri tahun pabrik didirikan (ton/tahun)

Perhitungan persen pertumbuhan dapat digunakan cara sebagai berikut:

$$\% \text{Pertumbuhan (satu tahun)} = \frac{\text{nilai akhir} - \text{nilai awal}}{\text{nilai awal}} \times 100\%$$

Dengan menggunakan data pada Tabel 2.1 diperoleh kenaikan impor per tahun adalah 0,0566 dan kenaikan ekspor per tahun adalah 0%. Maka diasumsikan bahwa nilai impor pada tahun 2029 dapat tercukupi $m_1 = 0$, lalu jumlah produksi, nilai ekspor dan nilai konsumsi pada tahun 2029 dihitung dengan persamaan berikut:

$$m = P (1+i)^n$$

Dimana:

P = Data besarnya impor/ekspor tahun 2023 (ton/tahun)

m = Jumlah produk pada tahun 2029 (ton/tahun)

i = Rata-rata kenaikan impor/ekspor tiap tahun

n = selisih tahun 2023 sampai 2029 (6 tahun)

Menghitung nilai konsumsi dalam negeri (m_5) tahun 2023

$$\begin{aligned} M_5 &= P (1+i)^n \\ &= 96.301,0000 (1 + 0,0566)^5 \\ &= 126.836,0458 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Menghitung jumlah ekspor (m_4) tahun 2028

$$\begin{aligned} m_4 &= P (1+i)^n \\ &= 7.728,0000 (1 + (-0,0216))^5 \\ &= 6.930,0389 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Sehingga kapasitas pabrik yang akan didirikan

$$\begin{aligned} m_3 &= (m_4 + m_5) - (m_1 + m_2) \\ &= (6.930,0389 + 126.836,0458) - (0 + 42.991,9573) \\ &= 90.774,1274 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Dari perhitungan kapasitas, diambil 75% sehingga

$$= 90.774,1274 \times 0,75$$

$$= 68.080,5956 \text{ ton/tahun}$$

$$= 68.000 \text{ ton/tahun}$$

2.3 Pemilihan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan untuk membuat metil akrilat adalah asam akrilat yang di peroleh dari PT. Shokubai, Indonesia-Cilegon yang merupakan satu-satunya PT dalam negeri yang memproduksi asam akrilat dengan kapasitas 140.000 ton per tahun, sehingga diharapkan bisa memenuhi kebutuhan bahan baku dari pabrik ini.

2.4 Pemilihan Proses

Metil akrilat dalam proses pembuatannya memiliki beberapa metode, antara lain yaitu:

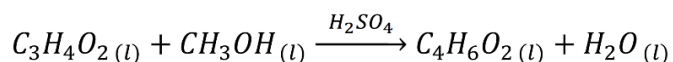
2.4.1 Asetilen

Bahan baku yang digunakan pada proses asetilen yaitu asetilena, methanol, karbon monoksida, asam klorida, dan nikel karbonil sebagai katalis. Asetilena direaksikan dengan karbon monoksida dan senyawa hidroksil dalam suasana asam. Reaksi ini berlangsung cepat dengan kisaran 1-6 detik pada suhu 80-200°C dan tekanan 50-500 atm dengan konversi 91,5% (Kirk and Homer, 1983).

2.4.2 Esterifikasi

Teknologi esterifikasi asam akrilat adalah proses kontinyu yang dilakukan di reaktor alir tangki berpengaduk yang prosesnya bersifat eksotermis.

Reaksi:



Pada proses esterifikasi, asam akrilat direaksikan dengan metanol dengan bantuan katalis asam sulfat membentuk metil akrilat. Reaksi esterifikasi ini berlangsung pada fase cair, suhu operasi berkisar antara 78-85°C dan tekanan atmosfer. Perbandingan mol reaktan antara asam akrilat dengan metanol berkisar 1:2. Kebutuhan katalisator sebesar 5-50% dari total massa reaktan, reaksi tersebut berlangsung pada reaktor alir tangki berpengaduk dengan yield 99% dengan waktu reaksi 1 jam. Sebelum masuk kedalam reaktor, fluida melewati pemanas untuk mencapai suhu yang diinginkan reaktor. Dengan menjaga konsentrasi asam sulfat konstan dalam larutan esterifikasi, memisahkan katalis dengan produk esterifikasi yang dihasilkan menjadi lapisan pelarut cair dan lapisan berair dengan dekantasi. Mendaur ulang lapisan berair yang mengandung asam sulfat ke reaktor, pemurnian ester yang dihasilkan dengan pelarut cair yang terkandung dalam lapisan pelarut cair dengan distilasi (kirk and homer, 1983).

Tabel 2.2 Perbandingan proses pembuatan metil akrilat

Parameter	Asetilen	Esterifikasi
Fase	Gas-Gas	Cair-cair
Suhu operasi	80-200°C	78-85°C
Tekanan	50-500 atm	1 atm
Waktu reaksi	1-6 detik	1 jam
Konversi	80%	99%
Yield	91,5%	99%
Jenis reaktor	Fixed-bed	RATB

Berdasarkan tabel matriks diatas, bahwa pembuatan metil akrilat dengan proses esterifikasi dengan katalis asam sulfat lebih menguntungkan dari segi teknis dibandingkan dengan proses lainnya.

2.5 Uraian Proses Pembuatan

Proses produksi metil akrilat dari asam akrilat dan methanol secara umum dapat dibagi menjadi beberapa tahapan, yaitu:

2.5.1 Tahap penyediaan bahan baku

Produksi metil akrilat dengan kapasitas 68.000 ton/tahun menggunakan bahan baku asam akrilat yang disimpan dalam fase cair dengan kondisi temperatur 30°C dan tekanan 1 atm pada tangki penyimpanan (T-01) dan bahan baku methanol disimpan dalam fase cair dengan kondisi temperatur 30°C dan tekanan 1 atm pada tangki penyimpanan (T-02), serta katalis asam sulfat disimpan dalam fase cair dengan kondisi temperatur 30°C dan tekanan 1 atm pada tangki penyimpanan (T-03).

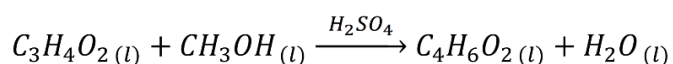
2.5.2 Tahap persiapan bahan baku

Asam akrilat dari tangki (T-01) dipompa (P-01) untuk mengalirkan bahan menuju *mixing point* (MP-01) kemudian diumpankan menuju *Heater* (HE-01) sebelum masuk ke dalam reaktor (R-01). Begitupula, metanol yang disimpan di tangki penyimpanan (T-02) dialirkan menggunakan pompa (P-02) untuk masuk ke *mixing point* (MP-02) lalu diumpankan menuju *Heater* (HE-02). Ditambahkan juga asam sulfat (H_2SO_4) sebagai katalis digunakan sebanyak 5% dari total massa reaktan. Sebelum masuk ke dalam reaktor (R-01), katalis dialirkan terlebih dahulu ke *Heater* (HE-03). Kemudian, bahan baku yang berasal dari ketiga *heater* yang

telah dinaikkan suhunya hingga mencapai 75°C untuk mempermudah reaksi sebelum diumpankan menuju reaktor (R-01).

2.5.3 Tahap pembentukan produk

Pembentukan metil akrilat dari asam akrilat dan metanol terjadi di dalam CSTR (*Continuous Stirred Tank Reactor*) (R-01). Reaksi terjadi pada fase cair-cair dengan kondisi operasi pada tekanan 1 atm dan temperatur 75°C.



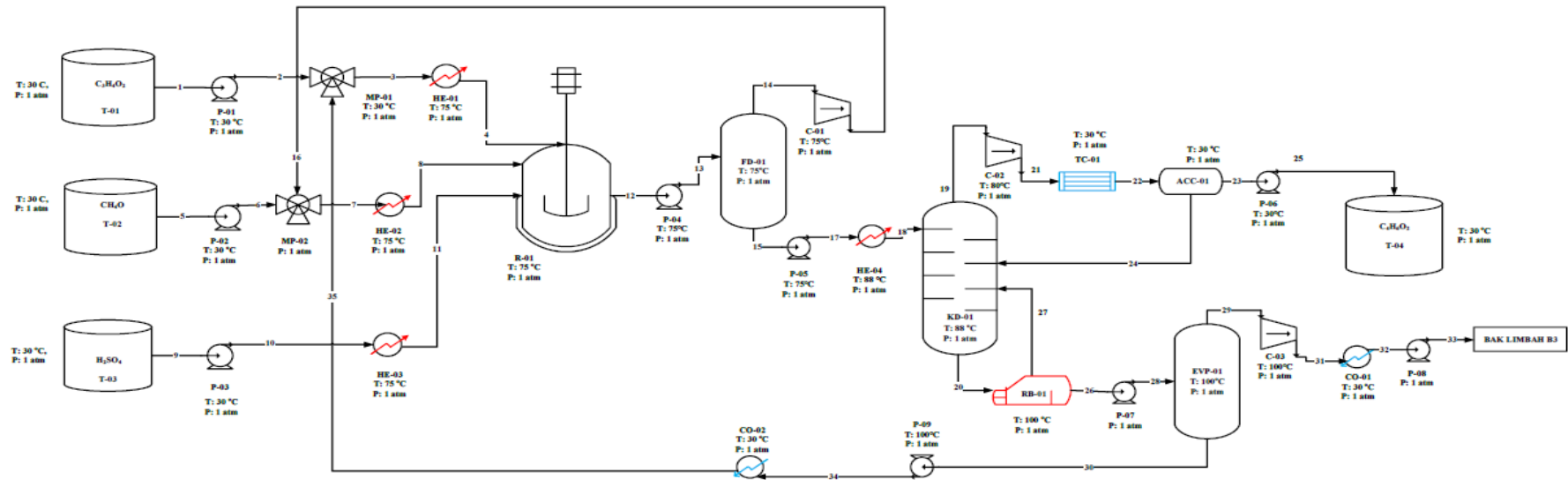
2.5.4 Tahap Pemurnian Produk

Hasil reaksi dari reaktor akan dipompa dan dialirkan menuju Flash Drum (FD-01) untuk terjadinya proses pemisahan pertama yang berfungsi untuk memisahkan fase organik dan fasa cair. Pada output top dari FD-01 yaitu methanol yang akan dialirkan kembali menuju *Mixing Point* (MP-02) melalui *Compressor* (C-01), sedangkan pada *bottom* terdiri dari komponen asam akrilat, asam sulfat, air dan metil akrilat yang kemudian akan dialirkan menuju Kolom Destilasi (KD-01). Namun sebelum dialirkan ke KD-01, komponen melalui *Heater* (HE-04) terlebih dahulu agar mencapai suhu 88°C.

Kolom Distilasi (KD-01) untuk memisahkan fase organik dan fasa air. Hasil atas kolom distilasi 01 (KD-01) berupa metil akrilat (C₄H₆O₂) dengan sedikit asam akrilat (C₃H₄O₂), asam sulfat (H₂SO₄) dan air (H₂O), yang diembunkan dalam total kondensor 01 (TC-01) dan ditampung dalam akumulator 01 (ACC-01), yang kemudian keluaran dari akumulator 01 (ACC-01) akan dialirkan menuju tangki produk (T-04). Sebagian hasil atas dikembalikan ke Kolom Distilasi 01 (KD-01) sebagai *reflux*.

Di dalam Kolom Distilasi 01 (KD-01) hasil bawah yaitu $C_3H_4O_2$, H_2SO_4 , dan H_2O dengan sedikit $C_4H_6O_2$ dipompa menuju Reboiler 01 (RB-01) untuk menguapkan cairan menjadi suhunya $101^{\circ}C$ dengan tekanan 1 atm. Hasil bawah Kolom Distilasi 01 (KD-01) yang tidak teruapkan yang masih berada pada Reboiler 01 (RB-01), selanjutnya dipompa dan dialirkan menuju *Evaporator* (EVP-01) untuk memisahkan komponen air dari asam akrilat dan asam sulfat.

Sedangkan hasil atas *Evaporator* (EVP-01) yang merupakan air dialirkan menuju *compressor* (C-03) dan diumpankan *Cooler* (CO-01) untuk merubah fasa produk dari uap menjadi air yang kemudian di alirkan ke bak limbah B3, hasil bawah *Evaporator* (EVP-01) berupa asam akrilat dan asam sulfat dengan sedikit pengotor di alirkan menuju Tangki 1 (MP-01) sebagai *recycle*.



Kode	Keterangan	Kode	Keterangan
R-01	Reactor	C	Compressor
T-01	Tangki Asam Akrilat	HE	Heater
T-02	Tangki Metanol	CO	Cooler
T-03	Tangki Asam Sulfat	FD	Flash Drum
T-04	Tangki Metil Akrilat	EVP	Evaporator
P	Pompa		
KD	Kolom Distilasi		
TC	Total Condenser		
RB	Reboiler		
ACC	Accumulator		

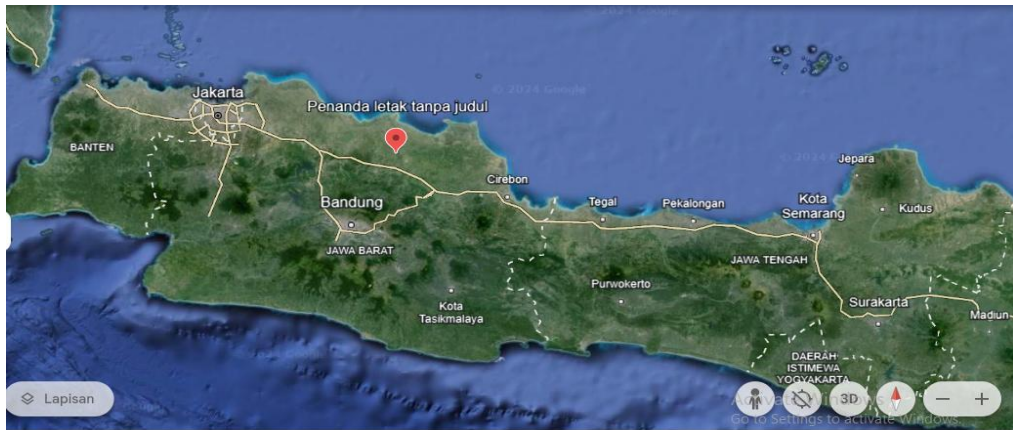
	Prodi Teknik Kimia Fakultas Sains dan Teknologi Universitas Jambi	Gambar 2.1
Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Metil Akrilat dari Asam Akrilat dan Methanol Menggunakan Proses Esterifikasi dengan Kapasitas Produksi 68.000 Ton/Tahun		
Digambar Oleh: Anggun Septyaningsih M1B120023		Juli 2024
Diperiksa Oleh: 1. Ir. Oki Alfernando, S.T., M.T. 2. Ir. Ira Galih Prabasari, S.T., M.Si., IPM. CIIQA., C.EIA. Disetujui Oleh: 1. Ir. Oki Alfernando, S.T., M.T. 2. Ir. Ira Galih Prabasari, S.T., M.Si., IPM. CIIQA., C.EIA.		Paraf

BAB III

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

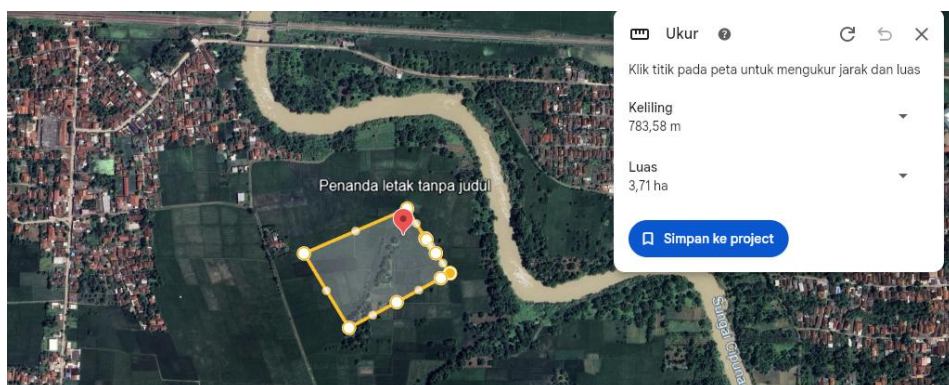
3.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan salah satu faktor penting dalam proses pendirian sebuah pabrik. Beberapa pertimbangan yang akan dijadikan dasar dalam penentuan letak pabrik antara lain adalah letak pabrik dengan sumber bahan baku maupun bahan penunjang, transportasi, tenaga kerja, letak pabrik dengan pasar, kondisi sosial politik dan keamanan, serta kebijakan pemerintah.



Gambar 3.1 Peta digital lokasi pabrik metil akrilat, Jawa Barat

(Sumber: earth.google.com, 2024)



Gambar 3.2 Peta digital lokasi pabrik metil akrilat

(Sumber: earth.google.com, 2024)

Pabrik metil akrilat ini direncanakan akan didirikan di Cilegon, Banten. Pemilihan ini dimaksudkan untuk mendapatkan keuntungan baik secara teknis maupun ekonomis, berdasarkan pertimbangan sebagai berikut.

3.1.1 Faktor utama

Faktor yang mempengaruhi secara langsung tujuan utama pabrik yang meliputi produksi dan distribusi produk. Faktor utama ini meliputi:

a. Penyediaan bahan baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan produksi suatu pabrik sehingga penyediaan bahan baku diprioritaskan. Bahan baku dalam memproduksi metil akrilat adalah asam akrilat yang direncanakan diperoleh dari PT. Nippon Shokubai Indonesia yang terletak di Gunungsugih, Kota Cilegon, Banten, methanol bersumber dari PT. Pancasakti Putra Kencana, dan katalis asam sulfat dari PT. Petrokimia Gresik.

b. Ketersediaan utilitas

Air yang digunakan pada pabrik ini merupakan air yang menunjang kelancaran proses seperti air proses, air umpan ketel, air pendingin, serta air minum maupun air untuk keperluan lainnya. Air sebagai kebutuhan primer pabrik akan diperoleh dari Sungai Cipunegara. Selain itu, air juga digunakan untuk sumber pembangkit *steam*. Tenaga listrik diperoleh dari pembangkit listrik yang dibangun sendiri dan dibangkitkan oleh *generator*. Dengan letak antara pabrik dengan bahan baku yang dekat, maka diharapkan penyediaan bahan baku dapat tercukupi dengan lancar.

c. Pemasaran

Pemasaran produk perlu diperhatikan dengan pasar yang membutuhkan produk metil akrilat dalam menekan biaya pendistribusian ke lokasi pasar dan waktu pengiriman. Produk metil akrilat jenis ditujukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Pabrik yang memanfaatkan produk metil akrilat sebagai bahan pelapis kebanyakan berada di Provinsi Banten dan Jawa Barat, sedangkan dalam sebagian kecil lainnya di DKI Jakarta dan Provinsi Jawa Tengah. Pabrik-pabrik yang memanfaatkan metil akrilat sebagai bahan pelapis pada proses akhir antara lain industri kayu, *furniture* dengan bahan baku besi, *container*, kaleng serta kawat, bahan perekat dan bahan pengikat pada industri kulit, tekstil dan kertas, bahan baku pembuatan cat dan pengkilap lantai serta serat dan plastik sintesis.

Tabel 3.1 Produsen cat yang membutuhkan metil akrilat

No	Nama Perusahaan	Lokasi
1	PT. Jotun Indonesia Plant I	Bekasi
2	PT. ICI Paints Indonesia (Dulux)	Bekasi
3	PT. Apiven Adhitama <i>Industries</i>	Tangerang
4	PT. Avia Avian	Sidoarjo
5	PT. Asian Paints	Karawang
6	PT. Pabrik Cat dan Tinta <i>Pasific (Pasific Paint)</i>	Bengkulu
7	PT. Danapaint Indonesia	Jakarta
8	PT. Kansai <i>Paint</i> Indonesia	Bekasi
9	PT. Choguko <i>Paints</i> Indonesia	Tangerang
10	PT. Propan Dekorindo Raya	Tangerang
11	PT. Nipsea <i>Paint & Chemicals</i>	Jakarta

Tabel 3.2 Produsen tekstil yang membutuhkan metil akrilat

No	Nama Perusahaan	Lokasi
1	PT. Cipta Agung Metalindo	Jakarta
2	PT. Cahaya Perdana Plastics	Jakarta

Tabel 3.3 Produsen kertas yang membutuhkan metil akrilat

No	Nama Perusahaan	Lokasi
1	PT. Riau Andalan <i>Pulp and Paper</i>	Riau
2	PT. Pindo Deli <i>Pulp & Paper</i>	Karawang
3	PT. Tanjungenim Lestari	Palembang

d. Sumber daya manusia

Provinsi Jawa Barat dengan penduduk yang cukup tinggi sehingga penyediaan tenaga kerja dapat terpenuhi. Tenaga kerja yang dibutuhkan meliputi tenaga kerja ahli, terdidik, maupun tenaga terlatih.

e. Sarana transportasi

Provinsi Jawa Barat merupakan jalur transportasi yang sangat strategis Provinsi Jawa Barat memiliki akses jalan yang sangat baik akan memudahkan transportasi darat untuk distribusi sumber bahan baku dan pendistribusian produk metil akrilat.

3.1.2 Faktor Pendukung

Wilayah Indonesia memiliki tropis dengan suhu 25-30°C. lokasi pabrik yang akan dibangun cukup stabil karena iklim yang rata-rata cukup baik. Kondisi tanah dan lahan kosong di Kecamatan Tebing Tinggi relatif masih luas dan memiliki struktur tanah yang kuat dan datar, kondisi iklim yang stabil di Tanjung Cipunegara sepanjang tahun juga dapat menguntungkan dalam kelangsungan proses produksi pabrik nantinya.

3.2 Tata Letak Pabrik

3.2.1 Tata letak area pabrik

Dalam merancang pabrik tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik harus dipikirkan dan dipersiapkan untuk meningkatkan keselamatan, keamanan, kenyamanan, dan menerapkan *green industry* dalam pengaplikasiannya. Secara umum tujuan perencanaan tata letak pabrik adalah untuk mendapatkan kombinasi yang optimal antara fasilitas-fasilitas produksi. Dengan adanya kombinasi yang optimal ini diharapkan proses akan berjalan lancar dan para karyawan pabrik metil akrilat akan merasa nyaman dengan pekerjaannya. Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah:

- a. Kemudahan dalam operasi dan proses produksi yang disesuaikan dengan kemudahan dalam pemeliharaan peralatan proses serta kemudahan dalam mengontrol hasil produksi.
- b. Distribusi utilitas yang tepat dan efisien.
- c. Keselamatan kerja para pekerja harus dijamin melalui penerapan tata letak pabrik yang tepat.
- d. Memberikan kebebasan bergerak yang cukup leluasa bagi personil diantaranya peralatan proses dan peralatan yang menyimpan bahan berbahaya.
- e. Adanya kemungkinan perluasan pabrik.
- f. Adanya servis area seperti tempat parkir dan kantin yang tidak terlalu jauh dari tempat kerja, masjid dan gedung pertemuan serta gedung olahraga yang dapat dimanfaatkan oleh umum.

g. Harus memperhatikan masalah pengolahan limbah agar tidak mengganggu atau mencemari lingkungan.

h. Penggunaan ruang yang efektif dan ekonomis.

Secara garis besar *layout* pabrik terbagi atas beberapa daerah utama yaitu :

a. Daerah administrasi/ perkantoran, laboratorium, dan fasilitas pendukung.

Arena ini terdiri dari:

1) Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik yang mengatur kelancaran operasi.

2) Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.

3) Fasilitas-fasilitas bagi karyawan seperti: poliklinik, kantin, aula, dan masjid.

b. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Daerah proses dan ruang kontrol merupakan tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

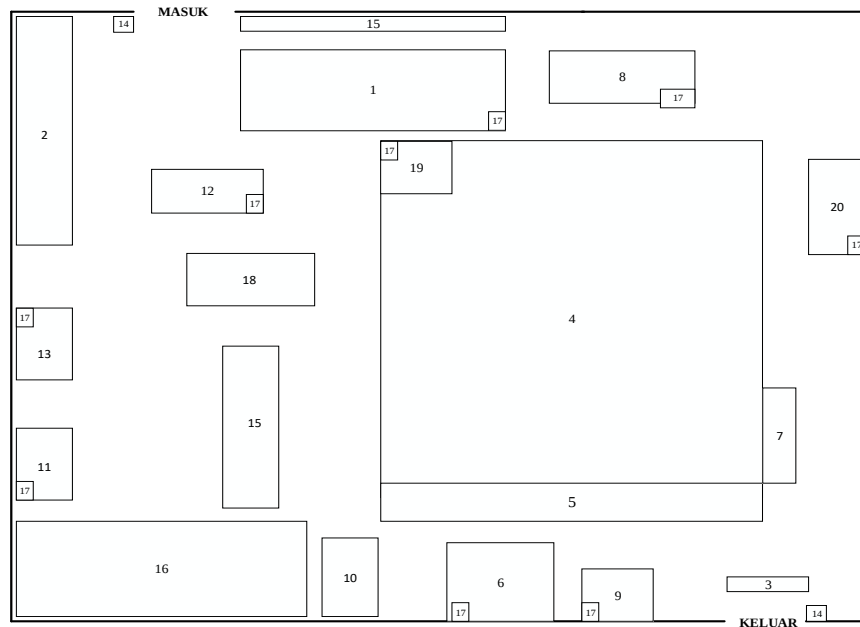
c. Daerah pergudangan, umum, bengkel, dan garasi

Daerah pergudangan, umum, bengkel, dan garasi merupakan lokasi penyimpanan bahan baku serta alat penunjang mesin lainnya. Bengkel digunakan apabila terjadi kerusakan pada mesin serta alat-alat penunjang produksi.

d. Daerah utilitas dan pemadaman kebakaran

Daerah utilitas dan pemadaman kebakaran merupakan pusat lokasi kegiatan penyediaan air, *steam*, air pendingin, dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

Berdasarkan pertimbangan dan pembagian daerah pabrik, tata letak area pabrik yang digunakan pada pendirian pabrik metil akrilat dapat dilihat pada Gambar 3.3



Gambar 3.3 *Layout Pabrik*

Keterangan :

- | | |
|------------------------|--------------------------|
| 1 = Area Perkantoran | 11 = Masjid |
| 2 = Tempat Parkir | 12 = Perpustakaan |
| 3 = Ruang Timbang | 13 = Klinik |
| 4 = Ruang Proses | 14 = Pos Satpam |
| 5 = Area Perluasan | 15 = Taman |
| 6 = Utilitas | 16 = Perumahan Karyawan |
| 7 = Gudang | 17 = Toilet |
| 8 = Laboratorium | 8 = Kantin |
| 9 = Pemadam Kebakaran | 19 = <i>Control Room</i> |
| 10 = Lapangan Olahraga | 20 = Bengkel |

3.2.2 Tata letak alat proses

Dalam perancangan pengaturan letak peralatan proses pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga efisien.

a. Aliran bahan baku dan produk

Aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan pada saat produksi berlangsung.

b. Aliran udara

Diperlukannya perhatian mengenai kelancaran aliran udara di dalam dan di sekitar area proses. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan bagi keselamatan para pekerja, dan selain itu juga harus memperhatikan arah hembusan angin.

c. Operasi

Pada peralatan yang membutuhkan perhatian lebih dari operator harus diletakkan dekat *control room*, *valve*, tempat pengambilan sampel, dan instrumen harus diletakkan pada posisi dan ketinggian yang mudah dijangkau oleh *operator*.

d. Pencahayaan

Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi untuk keselamatan, maka harus diberikan penerangan tambahan. Selain itu, penerangan seluruh pabrik haruslah memadai demi keselamatan.

e. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam perancangan tata letak peralatan, maka yang perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila

terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki dan keamanan menjadi prioritas utama.

f. Keamanan

Letak alat-alat proses harus tepat dan sebaik mungkin, apabila terjadi kebakaran tidak ada yang terperangkap di dalamnya serta mudah dijangkau oleh kendaraan atau alat pemadam kebakaran. Selain itu tata letak proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

- 1) Kelancaran proses produksi dapat terjamin.
- 2) Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai.
- 3) Biaya material *handling* menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk *capital* yang tidak penting.
- 4) Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal.
- 5) Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.

g. Perawatan

Letak alat proses harus memperhatikan ruangan untuk perawatan. Misalnya pada *heat exchanger* yang memerlukan ruangan yang cukup untuk pembersihan *tube*.

h. Perluasan dan pengembangan pabrik

Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan.

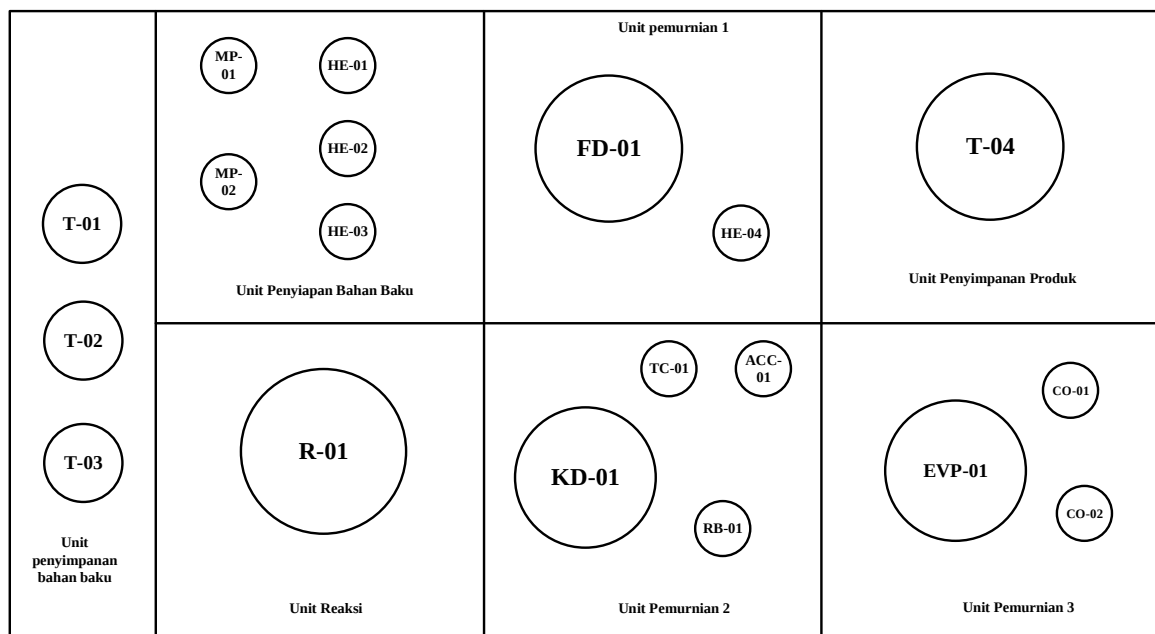
i. Pertimbangan ekonomi

Letak alat-alat proses harus sebaik mungkin sehingga memberikan biaya konstruksi dan biaya operasi yang minimal. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan mengatur letak alat sehingga menghasilkan pemipaan yang terpendek dan membutuhkan bahan konstruksi paling sedikit.

j. Jarak antar alat proses

Alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya diberi jarak aman dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.

Berdasarkan pertimbangan dan pembagian pabrik metil akrilat dapat dilihat pada Gambar 3.4.



Gambar 3.4 Layout Pabrik

Keterangan :

T-01 = Tangki Larutan $C_3H_4O_2$

FD = *Flash Drum*

T-02 = Tangki Larutan CH_4O	$C = \text{Compressor}$
T-03 = Tangki Larutan H_2SO_4	KD = Kolom Distilasi
T-04 = Tangki Produk $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	TC = Total <i>Condensor</i>
P = pompa	ACC = <i>Accumulator</i>
HE = <i>Heater</i>	RB = <i>Reboiler</i>
R = Reaktor	CO = <i>Cooler</i>
EVP = Evaporator	

3.3 Luas Tanah

Perencanaan pabrik metil akrilat ini diperkirakan dibuat di atas tanah seluas 43.734,8021 m² atau 3,375 hektare. Adapun perincian luas tanah yang akan dibangun dapat dilihat pada tabel 3.4 di bawah ini :

Tabel 3.4 Keterangan luas pabrik metil akrilat

No	Nama Alat	Diameter (m)	Jumlah	Total Diameter
1	HE-01	1,0000	1,0000	1,0000
2	HE-02	1,0000	1,0000	1,0000
3	HE-03	1,0000	1,0000	1,0000
4	HE-04	1,0000	1,0000	1,0000
5	CO-01	1,0000	1,0000	1,0000
6	CO-02	1,0000	1,0000	1,0000
7	FD-01	0,0745	1,0000	0,0745
8	P-01	0,1143	2,0000	0,2286
9	P-02	0,1143	2,0000	0,2286
10	P-03	0,1143	2,0000	0,2286
11	P-04	0,1143	2,0000	0,2286
12	P-05	0,1143	2,0000	0,2286

13	P-06	0,1143	2,0000	0,2286
14	P-07	0,1143	2,0000	0,2286
15	P-08	0,1143	2,0000	0,2286
16	P-09	0,1143	2,0000	0,2286
17	T-01	15,7692	4,0000	47,3077
18	T-02	6,6093	2,0000	13,2187
19	T-03	2,2748	1,0000	2,2748
20	T-04	19,4268	2,0000	38,8536
21	KD-01	12,9395	1,0000	12,9395
22	TC-01	0,0191	1,0000	0,0191
23	ACC-01	0,0191	1,0000	0,0191
24	RB-01	1,2579	1,0000	1,2579
25	R-01	4,8908	1,0000	4,8908
26	EVP-01	0,6873	1,0000	0,6873
27	C-01	2,0000	2,0000	4,0000
28	C-02	2,0000	2,0000	4,0000
29	C-03	2,0000	2,0000	4,0000
TOTAL		75,2256	47,0000	140,0575

BAB IV

NERACA MASSA

Kapasitas produksi	: 68.000 ton/tahun	
Operasi pabrik	: 300 hari/tahun	
Basis	: 1 jam operasi	
Bahan baku	: - asam akrilat ($C_3H_4O_2$)	BM = 72,0640
	- methanol (CH_4O)	BM = 32,0424
Katalis	: asam sulfat (H_2SO_4)	BM = 98,0775
Produk akhir	: metil akrilat ($C_4H_6O_2$)	BM = 86,0910
Produk samping	: air (H_2O)	BM = 18,0153

4.1 Mixing Point (MP-01)

Tabel 4.1 Neraca massa *Mixing Point* (MP-01)

Komponen	Input (kmol/jam)		Output (kmol/jam)
	2	35	
$C_3H_4O_2$	109,0305	22,6131	131,6436
H_2SO_4	0,000	13,2568	13,0119
Total	109,0305	35,6250	144,6555
		144,6555	

4.2 Mixing Point (MP-02)

Tabel 4.2 Neraca massa *Mixing Point* (MP-02)

Komponen	Input (kmol/jam)		Output (kmol/jam)
	6	16	
CH_4O	108,6060	1,0970	109,7030

Total	109,7030
--------------	-----------------

4.3 Reaktor (R-01)

Tabel 4.3 Neraca massa R-01

Komponen	Input (kmol/jam)				Output
	Input 1	Input 2	Input 3	Input 4	kmol/jam
C ₃ H ₄ O ₂	109,0305	0,0000	0,0000	22,6131	23,0376
CH ₄ O	0,0000	109,7030	0,0000	0,0000	1,0970
C ₄ H ₆ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	108,6060
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	108,6060
H ₂ SO ₄	0,0000	0,0000	0,2449	13,0119	13,2568
Total	109,0305	109,7030	0,2449	35,6250	254,6034

4.4 Flash Drum (FD-01)

Tabel 4.4 Neraca massa FD-01

Komponen	Input (kmol/jam)	Output (kmol/jam)	
		Output destilat	Output kondesat
C ₃ H ₄ O ₂	23,0376	0,0000	23,0376
CH ₄ O	1,0970	1,0970	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂	108,6060	0,0000	108,6060
H ₂ O	108,6060	0,0000	108,6060
H ₂ SO ₄	13,2568	0,0000	13,2568
Total	254,6034	1,0970	253,5064
		254,6034	

4.5 Kolom Destilasi (KD-01)

Tabel 4.5 Neraca massa Kolom Destilasi (KD-01)

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output (kmol/jam)</i>	
	Kmol/jam	Output destilat	Output kondesat
C ₃ H ₄ O ₂	23,0376	0,0012	23,0364
CH ₄ O	0,0000	0,0000	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂	108,6060	108,5841	0,0219
H ₂ O	108,6060	1,0752	107,5308
H ₂ SO ₄	13,2568	0,0013	13,2554
Total		109,6618	143,8445
	253,5064	253,5064	

4.6 Accumulator (ACC-01)

Tabel 4.6 Neraca massa Accumulator (ACC-01)

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output (kmol/jam)</i>	
	(kmol/jam)	Distilat	Reflux
C ₃ H ₄ O ₂	0,0012	0,0012	0,0000
CH ₄ O	0,0000	0,0000	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂	108,5841	108,5841	0,0008
H ₂ O	1,0752	1,0752	0,0000
H ₂ SO ₄	0,0013	0,0013	0,0000
Total		109,6618	0,0118
	109,6736	109,6736	

4.7 Reboiler (RB-01)

Tabel 4.7 Neraca massa *Reboiler* (RB-01)

Komponen	<i>Input</i> (kmol/jam)	<i>Output (kmol/jam)</i>	
		<i>Output destilat</i>	<i>Output boil up</i>
C ₃ H ₄ O ₂	23,0364	22,6131	0,4040
CH ₄ O	0,0000	0,0000	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂	0,0219	0,0215	0,0003
H ₂ O	107,5308	105,5549	1,9579
H ₂ SO ₄	13,2554	13,0119	0,2810
Total		141,2013	2,6432
	143,8445	143,8445	

4.8 Evaporator (EVP-01)

Tabel 4.8 Neraca massa *Evaporator* (EVP-01)

Komponen	<i>Input</i> (kmol/jam)	<i>Output (kmol/jam)</i>	
		<i>destilat</i>	<i>kondensat</i>
C ₃ H ₄ O ₂	22,6131	0,0000	22,6131
CH ₄ O	0,0000	0,0000	0
C ₄ H ₆ O ₂	0,0215	0,0215	0,0000
H ₂ O	105,5549	105,5549	0,0000
H ₂ SO ₄	13,0119	0,0000	13,0119
Total		105,5763	35,6250
	141,2013	141,2013	

BAB V

NERACA PANAS

Kapasitas produksi : 68.000 ton/tahun

Operasi pabrik : 300 hari

Basis : 1 jam

Temperatur referensi : 25°C (298,15 K)

5.1 *Heater (HE-01)*

Tabel 5.1 Neraca panas *Heater (HE-01)*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q _{in}	84.759,8818	0,0000
Q _{out}	0,0000	927.450,4938
Q _{s in}	999.203,6346	0,0000
Q _{s out}	0,0000	156.513,0226
Total	1.083.963,5164	1.083.963,5164

5.2 *Heater (HE-02)*

Tabel 5.2 Neraca panas *Heater (HE-02)*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q _{in}	24.850,5164	0,0000
Q _{out}	0,0000	255.832,8975
Q _{s in}	273.882,7649	0,0000
Q _{s out}	0,0000	42.900,3837
Total	298.733,2812	298.733,2812

5.3 Heater (HE-03)

Tabel 5.3 Neraca panas *Heater* (HE-03)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q _{in}	100,4875	0,0000
Q _{out}	0,0000	1.047,5323
Q _{s in}	1.122,9396	0,0000
Q _{s out}	0,0000	175,8947
Total	1.223,4271	1.223,4271

5.4 Reaktor (R-01)

Tabel 5.4 Neraca panas *Reaktor* (R-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q _{in}	5.549.642,2974	0,0000
Q _{out}	0,0000	1.771.375,2062
Q reaksi	0,0000	80.709.960,3807
Q _{cw_{in}}	507.340.540,8715	0,0000
Q _{cw_{out}}	0,0000	430.408.847,5820
Total	512.890.183,1689	512.890.183,1689

5.5 Heater (HE-04)

Tabel 5.5 Neraca panas *Heater* (HE-04)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q _{in}	1.683.552,0013	0,0000
Q _{out}	0,0000	2.266.558,6968
Q _{s in}	691.288,5949	0,0000
Q _{s out}	0,0000	108.281,8994
Total	2.374.840,5962	2.374.840,5962

5.6 Kolom Destilasi (KD-01)

Tabel 5.6 Neraca panas Kolom Destilasi (KD-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₁₇	3.444.257,0129	0,0000
Q ₁₈	0,0000	2.604.425,7292
Q ₁₉	0,0000	439.695,5516
Q lepas	0,0000	400.135,7321
Total	3.444.257,0129	3.444.257,0129

5.7 Total Condensor (TC-01)

Tabel 5.7 Neraca panas *total Condensor* (TC-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q masuk	1.433.115,8891	0,0000
Q keluar	0,0000	86.519,4542
Q kondensasi	3.850.919,4730	0,0000
Q _{cw in}	1.303.173,4381	0,0000
Q _{cw out}	0,0000	6.500.689,3460
Total	6.587.208,8002	6.587.208,8002

5.8 Reboiler (RB-01)

Tabel 5.8 Neraca panas *Reboiler* (RB-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q <i>in</i>	1.375.459,6027	0,0000
Q <i>out boil up</i>	0,0000	1.375.449,8906
Q <i>out kondensat</i>	0,0000	9,7121
Total	1.375.459,6027	1.375.459,6027

5.9 Evaporator (EVP-01)

Tabel 5.9 Neraca panas *Evaporator* (EVP-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₂₈	613.082,9240	0,0000
Q ₂₉	0,0000	293.406,1582
Q ₃₀	0,0000	548.901,1121
Q _{lv}	0,0000	4.167.035,5830
Q _{s in}	0,0000	-4.167.035,5830
Q _{s out}	309.710,2972	80.485,9509
Total	922.793,2212	922.793,2212

5.10 Cooler (CO-01)

Tabel 5.10 Neraca panas *Cooler* (CO-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q in	294.615,3211	0,0000
Q out	0,0000	18.763,6142
Q _{cw in}	137.125,0885	0,0000
Q _{cw out}	0,0000	412.976,7954
Total	431.740,4096	431.740,4096

5.11 Cooler (CO-02)

Tabel 5.11 Neraca panas *Cooler* (CO-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q in	374.507,9380	0,0000
Q out	0,0000	236.468,2022
Q _{cw in}	68.619,1549	0,0000
Q _{cw out}	0,0000	206.658,8908
Total	443.127,0929	443.127,0929

BAB VI

SISTEM UTILITAS

Sistem utilitas adalah salah satu sarana penunjang yang sangat penting, dimana fungsinya adalah untuk membantu kelancaran jalannya suatu proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan. Dan unit utilitas adalah unit penunjang bagi unit-unit yang lain dalam suatu pabrik dari tahap awal sampai produk akhir. Menurut Kusnarjo (2010) unit utilitas terdiri dari 4 bagian yaitu unit:

1. Penyediaan dan pengolahan air (*water treatment system*)
2. Penyediaan *steam* (*steam generation system*)
3. Penyediaan tenaga listrik (*power plant system*)
4. Penyediaan bahan bakar

6.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

Unit pengolahan dan penyediaan air adalah unit yang mengelola dan memenuhi kebutuhan air dalam operasional pabrik. Dalam pemenuhan kebutuhan air tersebut suatu industri pada umumnya menggunakan air sungai, air danau, air sumur, atau air laut sebagai sumbernya. Dan prarancangan pabrik metil akrilat ini menggunakan sumber air yang berasal dari Sungai Cipunegara dikarenakan sungai tersebut berdekatan dengan lokasi pabrik.

Pertimbangan yang dilakukan untuk menggunakan air sungai sebagai sumber penyediaan kebutuhan air di pabrik yang akan di rancang sebagai berikut:

- a. Dalam pengolahan air yang berasal dari sungai, pengolahannya relatif lebih sederhana, mudah, dan biaya yang dikeluarkan relatif lebih murah dibandingkan dengan proses pengelolaan air laut.
- b. Sumber air yang berasal dari sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif lebih tinggi, sehingga kekurangan air dalam industri dapat dihindari.

6.1.1 Unit Pengolahan Air

Dalam unit utilitas ini, air yang digunakan berasal air sungai. Sebelum digunakan, air sungai harus dilakukan pengolahan terlebih dahulu untuk memenuhi standar pada kebutuhan air. Pengolahan air dapat dilakukan secara fisik dan kimia dengan berbagai tahap. Berikut tahapan-tahapan pengolahan air Sungai Cipunegara:

a. Penyaringan Awal

Air sungai yang diambil dari Sungai Cipunegara dengan menggunakan pompa yang pada ujung penyedot disertai saringan. Saringan bertujuan untuk mengurangi kotoran yang ikut tersedot pompa. Pada langkah awal air pendinginan dan air proses, tahapannya sama pada air domestik dan umpan *boiler*. Penyaringan air dari sumber untuk mencegah terikutnya kotoran berukuran besar yang masuk ke dalam bak pengendapan awal. Pada air sungai sering terdapat kotoran seperti daun, ranting, kayu, sampah dan yang lainnya.

b. Pengendapan

Air yang telah melewati tahap penyaringan selanjutnya dilakukan pengendapan. Mula-mula air dialirkan ke bak penampungan atau pengendapan awal setelah melalui penyaringan dengan memasukkan alat penyaring. *Level*

Control System (LCS) yang terdapat di bak penampung berfungsi untuk mengatur aliran masuk sehingga sesuai dengan keperluan pabrik. Dalam bak pengendapan awal kotoran-kotoran akan mengendap karena gaya berat. Waktu tinggal dalam bak ini berkisar 4-24 jam (Powell *et al*, 2016).

c. *Koagulasi dan flokulasi*

Air memasuki tahapan koagulasi dan *flokulasi*. Partikel yang besar dihilangkan dengan penyaringan, tetapi partikel koloid yang ada, dipisahkan melalui proses klarifikasi dalam penetralan dan penggumpalan (*koagulasi dan flokulasi*).

d. *Penyaringan (filtration)*

Air hasil *koagulasi* masih terkandung partikel. Partikel tersebut masih dapat menjadi penyebab *fouling* pada alat maupun perpipaan. Untuk memisahkan partikel yang masih tersisa dilakukan filtrasi. Filtrasi menggunakan *sand filter*. Partikel yang tersaring akan terkumpul di lapisan permukaan *bed*. Proses filtrasi menggunakan beberapa jenis lapisan bed. Lapisan terdiri dari *antrasit*, *coarse sand*, *fine sand*, dan *activated carbon*. Lapisan tersebut tersusun berurutan. Urutan tersebut menyaring dari partikel yang besar (*antrasit*), sedang (*coarse sand*), kecil (*fine sand*) dan penyaring bau, warna dan klorin (*activated carbon*). Air keluaran proses filtrasi ini sudah memenuhi spesifikasi air proses, air pendingin, dan air sanitasi. Jadi, dari tangki produk filtrasi digunakan sebagai air proses, air pendingin, air *hydrant*, dan air sanitasi. Bila filter ini telah jenuh maka perlu dilakukan regenerasi dengan cara cuci aliran balik (*backwash*) dengan aliran yang lebih tinggi dari aliran filtrasi. Larutan kaporit diinjeksikan untuk mencegah tumbuhnya

mikroorganisme pada produk air filter yang masuk ke tangki penyimpanan air filter. Dari tangki air filter air didistribusikan ke perumahan dan unit demineralisasi.

e. Demineralisasi Air

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , HCO_3^- , SO_4^{4-} , Cl^- , dan lain-lain dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan *boiler* (*boiler feed water*).

f. Dearasi

Air demin sebelum menjadi air umpan *boiler* harus dihilangkan dulu gasgas terlarutnya terutama oksigen dan CO_2 melalui proses deaerasi. Oksigen dan CO_2 dapat menyebabkan korosi pada perpipaan dan *tube-tube boiler*. Proses deaerasi dilakukan dalam deaerator dalam 2 tahap yaitu secara mekanis dan kimia. Mereaksikan dengan *hydrazine* (N_2H_4). Cara ini mampu menghilangkan sisa oksigen.

g. Pendinginan

Pada pabrik metil akrilat ini, digunakan air pendingin yang diproduksi oleh *cooling tower*. Air yang telah digunakan dalam alat perpindahan panas didinginkan kembali dalam *cooling tower*. Sehingga harus ada *make up* untuk menutupi jumlah air yang hilang selama proses. Air yang masuk *cooling tower* ini ditambahkan zat penghilang kerak dan mikroorganisme.

Untuk pengolahan pada air domestik, tahap-tahap yang dilakukan adalah mulai dari tahapan pengendapan, pemisahan, penyaringan akhir, dan penghilangan mikroorganisme. Air domestik ini harus memenuhi beberapa persyaratan agar

dikatakan layak. Berdasarkan PERMENKES Nomor 32 Tahun 2017 terdapat parameter standar mutu air domestik yang disajikan pada tabel dibawah.

Tabel 6.1 Parameter standar mutu air domestik

Parameter	Unit	Kadar Maksimum
Kekeruhan	NTU	25
Warna	TCU	50
Zat Padat Terlarut (TDS)	mg/l	1000
Suhu	°C	Suhu udara $\pm$ 3
Rasa	-	Tidak berasa
Bau	-	Tidak berbau
Total <i>coliform</i>	CFU/100 ml	50
Ph	mg/l	6,5 – 8,5
Besi	mg/l	1
Fluorida	mg/l	1,5
Kesadahan (CaCO_3)	mg/l	500
Mangan	mg/l	0,5
Nitrat (sebagai N)	mg/l	10
Nitrit (sebagai N)	mg/l	1
Sianida	mg/l	0,1
Deterjen	mg/l	0,05
Pestisida total	mg/l	0,1

(Sumber: PERMENKES, 2017)

Sedangkan untuk pengolahan air umpan *boiler*, 5 tahap pada pengolahan air domestik tersebut akan dilanjutkan dengan proses *kation exchange*, *anion exchange*, dan deaerasi. Baku mutu air untuk umpan boiler hampir sama dengan air domestik, hanya saja terdapat beberapa parameter tambahan yang harus terpenuhi berdasarkan kadar maksimumnya seperti yang disajikan pada tabel diatas. Parameter tambahan bertujuan untuk melakukan kontrol parameter air boiler.

Kontrol parameter air boiler harus lebih teliti dibandingkan air domestik dan air pendingin, dikarenakan air boiler akan masuk pada sistem dengan tekanan tinggi sehingga perlu dilakukan pencegahan agar tidak menimbulkan korosi pada pipa boiler (Sari *et al*, 2017).

Tabel 6.2 Parameter standar baku mutu air umpan boiler

Parameter	Unit	Kadar Maksimum
pH	mg/l	7,5 – 9
Zat Padat Terlarut (TDS)	ppm	50
Silika	ppm	5

(Sumber: Sari *et al*, 2017)

Dan pada pengolahan air pendingin dan air proses, tahapannya sama pada air domestik dan umpan boiler juga dilakukan, tetapi ditambah juga dengan alat *cooling tower* untuk menghasilkan air dengan suhu yang dibutuhkan.

6.1.2 Unit Penyediaan Air

a. Air domestik

Air domestik merupakan air bersih yang digunakan oleh manusia untuk keperluan pribadi seperti mencuci, mandi, dan sebagainya. Dan di dalam industri, air domestik digunakan untuk keperluan laboratorium, perkantoran, perumahan, masjid, dan pemadam kebakaran. Air domestik harus memenuhi persyaratan kualitasnya yaitu:

- 1) Syarat fisika: tidak bewarna, tidak berbau, tidak berbusa, mempunyai suhu dibawa suhu udara, kekeruhan kurang dari 1 ppm SiO₂, serta harus memiliki Ph netral.
- 2) Syarat kimia: tidak beracun, dan tidak mengandung zat organik serta anorganik yang terlarut di dalam air tersebut.

- 3) Syarat mikrobiologis: tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama *potagen* yang dapat merubah sifat fisik air.

Berikut kebutuhan air domestik di pabrik metil akrilat:

- a. Air domestik untuk kebutuhan rumah tangga

Kebutuhan rumah tangga yang digunakan pada perumahan adalah 120 liter/jam (SNI 03-7065-2005). Sehingga kebutuhan air rumah tangga adalah:

$$\text{Jumlah karyawan mess} = 53 \text{ Orang}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan rumah tangga} &= 53 \times (120:24) \\ &= 265,0000 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

- b. Air domestik untuk kebutuhan pabrik dan kantor

Pada pabrik dan kantor, air domestik digunakan oleh karyawan sebanyak 120 liter/jam (Kusnarjo, 2010). Sehingga total kebutuhan air pada pabrik dan kantor adalah sebagai berikut:

$$\text{Jumlah karyawan} = 213 \text{ orang}$$

$$\text{Jam kerja} = 8 \text{ jam/hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Pemakaian air karyawan} &= 120 \times (210:3) \\ &= 8.520 \text{ liter/hari} \\ &= 355.0000 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

- c. Air domestik untuk kebutuhan laboratorium dan taman

Menurut Kusnarjo (2010), kebutuhan air laboratorium dan taman adalah 20% dari kebutuhan karyawan. Sehingga kebutuhan air laboratorium dan taman adalah:

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan laboratorium} &= 20\% \times 355,0000 \text{ liter/jam} \\ &= 71,000 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

- d. Air domestik untuk kebutuhan kantin, masjid, dan poliklinik

Menurut Kusnarjo (2010), kebutuhan air kantin, masjid, dan poliklinik adalah 25% dari kebutuhan karyawan. Sehingga kebutuhan air kantin, masjid, dan poliklinik adalah:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan kantin dan masjid} &= 25 \% \times 355,000 \text{ liter/jam} \\ &= 88,7500 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

- e. Air domestik untuk kebutuhan air pemadam kebakaran dan cadangan

Air pemadam kebakaran dan cadangan ditetapkan 40% dari total air sanitasi (Kusnarjo, 2010). Sehingga total air pemadam kebakaran dan cadangan adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Massa air sanitasi} &= 355,0000 + 71,0000 + 88,7500 + 265,0000 \\ &= 779,7500 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

Sehingga kebutuhan air pemadam kebakaran dan cadangan adalah:

$$\begin{aligned}\text{Air pemadam kebakaran} &= 40 \% \times 779,7500 \text{ liter/jam} \\ \text{dan cadangan} &= 311,9000 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

Tabel 6.3 Kebutuhan air domestik

No	Kebutuhan	Jumlah	Satuan
1	Kebutuhan rumah tangga	265,0000	liter/jam
2	Kantor dan pabrik	355,0000	liter/jam
3	Laboratorium	71,0000	liter/jam
4	Kantin, Masjid, dan Poliklinik	88,7500	liter/jam
6	Air pemadam kebakaran dan cadangan	269,0000	liter/jam
Total		1.091,6500	liter/jam

- b. Air umpan *boiler*

Air umpan *boiler* merupakan bahan baku pembuatan *steam* yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan *steam* dapat dihitung berdasarkan

penggunaannya, misalnya digunakan pada reaktor, *heater*, dan *reboiler*. Biasanya air umpan *boiler* disediakan berlebih sebesar 20% untuk pengganti *steam* yang hilang karena adanya kebocoran transmisi. Untuk menghemat pemakaian air umpan *boiler*, *steam* yang menjadi kondensat di *recycle* kembali lagi ke tangki penampung air umpan *boiler*, sehingga jumlah air umpan *boiler* hanya sejumlah *make up water* yang diperkirakan sebesar 20% dari total kebutuhan air umpan *boiler* (Kusnarjo, 2010).

Air umpan *boiler* adalah air yang disuplai ke *boiler* untuk dirubah menjadi *steam*. Energi uap tersebut kemudian digunakan untuk menggerakkan turbin hingga menghasilkan daya untuk kebutuhan listrik maupun proses di dalam pabrik. Dimana dalam pengolahannya, 5 tahap pada pengolahan air domestik tersebut akan dilanjutkan dengan proses kation *exchange*, anion *exchange*, dan deaerasi. Air umpan *boiler* harus memenuhi beberapa standar guna mencegah timbulnya masalah bagi alat *boiler*.

Tabel 6.4 Standar air *boiler* menurut ASME

Parameter	Standar	Unit
Ph	10,5 – 11,5	Mg/l
Total <i>Hardness</i> :		
- Kalsium	<i>Not Detectable</i>	
- Magnesium	<i>Not Detectable</i>	
Hidrat <i>alkalinity</i>	200 – 400	ppm (CaCO ₃)
Silika	150	ppm (SiO ₂)
Fe	1,0	Ppm
<i>Conductivity</i>	3000	<i>Micromhos/cm</i>

(Sumber: Muhrinsyah, 2016)

Menurut Kusnarjo (2010), Pada pabrik metil akrilat kebutuhan air untuk umpan *boiler* yaitu pada kehilangan (*loss*) di *steam trap* dan pada saat *blowdown* sebesar 5%. *Make-up* air umpan *boiler* untuk menghasilkan *steam* adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Make-up} &= 5 \% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 5 \% \times 2.895.281,9072 \text{ kg/jam} \\ &= 144.764,0954 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Air *blowdown boiler* masuk ke *cooling tower*

$$\begin{aligned}\text{Air blowdown boiler} &= 5\% \times \text{make up umpan} \\ &= 5\% \times 144.764,0954 \\ &= 7.238,2048 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

c. Air Pendingin

Air pendingin digunakan untuk peralatan-peralatan yang memerlukan pendingin seperti *cooler*, *condensor*, dan *netralizer*. Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang bias menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal-hal tersebut, maka ke dalam air pendingin tersebut di injeksikan bahan-bahan kimia yaitu *fosfat* yang berguna untuk mencegah timbulnya kerak, *chlorin* yang berguna untuk membunuh mikroorganisme, dan zat dispersan yang berguna untuk mencegah terjadinya penggumpalan atau pengendapan fosfat.

Tabel 6.5 Kebutuhan air pendingin

No.	Nama alat	Jumlah	Satuan
1	CO-01	78,4705	kg/jam
2	CO-02	9.234,4399	kg/jam
3	TC-01	62.722,5113	kg/jam

4	Pompa-01	7.924,6307	kg/jam
5	Pompa-02	24,2256	kg/jam
6	Pompa-03	14.424,8954	kg/jam
7	Pompa-04	14.424,8954	kg/jam
8	Pompa-05	35,4533	kg/jam
9	Pompa-06	14.389,4421	kg/jam
10	Pompa-07	9.448,0667	kg/jam
11	Pompa-08	90,7989	kg/jam
12	Pompa-09	1.919,7970	kg/jam
Total		69.122,7911	kg/jam

Penggunaan air pendingin dilakukan secara kontinu, dimana air pendingin yang telah digunakan akan didinginkan kembali di *cooling tower*. Selama air didinginkan di *cooling tower*, terjadi beberapa kehilangan (*loss*), yaitu:

1) *Evaporation loss*

Evaporation loss adalah kehilangan air pendingin karena adanya penguapan. Besarnya air pendingin yang hilang ini dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut.

$$W_e = 0,00085 \times W_c \times (T_1 - T_2) \quad (\text{Perry, R. H, 1999})$$

Keterangan:

W_e = *Evaporation loss* (kg/jam)

W_c = Jumlah sirkulasi air pendingin (kg/jam)
= 69.122,7911 kg/jam

T_1 = Temperatur air pendingin masuk *cooling tower* (°F)
= 122 °F

T_2 = Temperatur air pendingin keluar *cooling tower* (°F)
= 86 °F

Maka:

$$\begin{aligned}
 W_e &= 0,00085 \times W_c \times (T_1 - T_2) \\
 &= 0,00085 \times 69.122,7911 \text{ kg/jam} \times (122-86) ^\circ\text{F} \\
 &= 2.115,1574 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

2) *Drift loss*

Drift loss adalah jumlah air pendingin yang hilang karena terbawa aliran udara keluar *cooling tower*. Kehilangan karena *drift loss* ini berkisar antara 0,1-0,2% dari sirkulasi air pendingin (Perry, R. H., 1999).

$$W_d = 0,2\% \times W_c \quad (\text{Perry, R. H, 1999})$$

Keterangan:

$$W_d = \text{Drift loss (kg/jam)}$$

$$\begin{aligned}
 W_c &= \text{Jumlah sirkulasi air pendingin (kg/jam)} \\
 &= 69.122,7911 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned}
 W_d &= 0,2\% \times W_c \\
 &= 0,2\% \times 69.122,7911 \text{ kg/jam} \\
 &= 138,24558 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah total } \textit{make-up} \text{ air pendingin} &= W_e + W_d \\
 &= 2.115,1574 + 138,24558 \\
 &= 2.253,40299 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

6.2 Unit Penyediaan *Steam* Penukar Panas dan Proses

Menurut Kusnarjo (2010), unit penyediaan *steam* berfungsi untuk menyediakan *steam* pada proses pertukaran panas, proses, dan penggerak turbin.

Untuk memenuhi kebutuhan *steam*, air umpan *boiler* diuapkan di dalam *boiler* sesuai dengan kondisi suhu dan tekanan *steam* yang diinginkan. Media yang digunakan sebagai pemanas *steam* digunakan pada proses pertukaran panas dan proses reaksi. *Steam* pertukaran panas dan proses reaksi menggunakan *saturated steam* yang dihasilkan boiler. Adapun kebutuhan *steam* dalam pabrik nitrobenzena meliputi:

Tabel 6.6 Kebutuhan *steam* pemanas

No.	Nama alat	Jumlah	Satuan
1.	HE-01	9,133.3416	kg/jam
2.	HE-02	3,515.1457	kg/jam
3.	HE-03	24.01938188	kg/jam
4.	HE-04	1956.57374	kg/jam
5.	RB-01	4,899.2446	kg/jam
Total		19.528,3250	kg/jam

Menurut Kusnarjo (2010), jumlah *steam* yang dibutuhkan dengan *excess* 10%, sehingga jumlah *steam* yang dibutuhkan adalah:

$$\begin{aligned}\text{Massa steam} &= (1 + 10 \%) \times 19.528,3250 \text{ kg/jam} \\ &= 21.481,1575 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Temperatur proses tertinggi yang digunakan adalah 101°C, sehingga temperatur *saturated steam* yang digunakan adalah 150°C. Berdasarkan data tersebut didapat data entalpi sebagai berikut:

$$H_f = 458,4 \text{ kJ/Kg}$$

$$H_g = 2.690,3 \text{ kJ/Kg}$$

$$\lambda = 2231,9 \text{ kJ/Kg}$$

Berdasarkan data Smith dan van Ness, didapat daya dan kapasitas *boiler* yang digunakan adalah:

$$\begin{aligned}
 \text{Daya boiler} &= \frac{\text{Massa steam} \times (\text{Hg} - \text{Hf})}{\lambda \times 34,5} \\
 &= 622,6422 \text{ Hp} \\
 &= 623 \text{ Hp} \\
 \text{Kapasitas boiler} &= \frac{\text{Massa steam} \times (\text{Hg} - \text{Hf})}{1000} \\
 &= 47.943,7955 \text{ Btu/jam}
 \end{aligned}$$

6.3 Unit Penyediaan Gas Turbin

Penyediaan gas penggerak turbin menggunakan uap LNG (*Liquified Natural Gas*) yang dikompresi dan dipanaskan. Kebutuhan listrik pabrik metil akrilat adalah 10.165,5311 kW dengan efisiensi utilitas 80%. Sehingga listrik yang harus disediakan adalah 10.165,5311 kW.

Steam yang digunakan sebagai penggerak turbin adalah *superheated steam* dengan tekanan 60 bar dan suhu 400°C. Data dari table 29-9 (Perry, R. H., 1999) didapatkan sebagai berikut.:

$$\text{Daya turbin} = 12.706,9139 \text{ kW} = 17.040,2493 \text{ HP}$$

Rasio kompresi yang digunakan adalah 12 dengan efisiensi kompresor 80% dan efisiensi turbin sebesar 85%. Kondisi operasional gas masuk pada 303,15 K dan temperatur gas keluar pada 493,15 K. Asumsi gas bersifat ideal, sehingga:

$$C_p = 7/2R, \text{ maka } C_p = 29,0990$$

Berdasarkan perhitungan, didapat temperatur pada masing-masing tahap proses adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 T_A &= 303,15 \text{ K} \\
 T_B &= 694,9475 \text{ K} \\
 T_C &= 1264,6189 \text{ K}
 \end{aligned}$$

$$TD = 493,15 \text{ K}$$

Berdasarkan data temperatur masing-masing tahap, didapat jumlah gas yang dibutuhkan adalah sebagai berikut:

$$\text{Daya generator} = \text{Daya turbin} - \text{Daya kompresor}$$

$$13.977,6053 = M_{\text{uap}} (C_p \times (T_C - T_D) - C_p \times (T_B - T_A))$$

$$13.977,6053 = M_{\text{uap}} \times 11.048,1000$$

$$M_{\text{gas}} = \frac{13.977,6053}{11.048,1000}$$

$$= 1,2652 \text{ kg/s}$$

$$= 4.554,5904 \text{ kg/jam}$$

Faktor keamanan yang digunakan adalah 10%

$$\text{Kebutuhan steam} = (1 + 10\%) \times M_{\text{gas}}$$

$$= (1 + 10\%) \times 4.554,5904 \text{ kg/jam}$$

$$= 5.010,0495 \text{ kg/jam}$$

6.4 Unit Penyediaan Tenaga Listrik (*Power Plant System*)

Unit listrik pada pabrik dibutuhkan didalam pabrik berdasarkan pada jumlah kebutuhan pada peralatan proses dan untuk pencahayaan pabrik. Tenaga listrik untuk pabrik ini dipenuhi oleh produksi *boiler*. Pabrik metil akrilat ini kebutuhan listriknya diperoleh dari PLN dan generator diesel. Dimana fungsi generator diesel yaitu sebagai tenaga cadangan saat terjadinya gangguan atau pemadaman listrik oleh PLN. Berikut rincian untuk kebutuhan listrik:

a. Kebutuhan listrik peralatan

Tabel 6.7 Kebutuhan listrik peralatan

Nama Alat	Kode Alat	Daya (HP)	Jumlah	Total Daya (HP)
Pompa-01	P-01	3	2	6
Pompa-02	P-02	3	2	6
Pompa-03	P-03	3	2	6
Pompa-04	P-04	3	2	6
Pompa-05	P-05	3	2	6
Pompa-06	P-06	3	2	6
Pompa-07	P-07	3	2	6
Pompa-08	P-08	3	2	6
Pompa-09	P-09	3	2	6
Compressor-01	C-01	2	1	2
Compressor-02	C-02	2	1	2
Compressor-03	C-03	2	1	2
Total				66,0000

Kebutuhan daya listrik peralatan proses = 66,0000 Hp = 49.2162 kW.

b. Kebutuhan listrik untuk pencahayaan

Dimana luas pabrik metil akrilat yang diperlukan adalah 9,3459 Ha.

Sehingga pemakaian listrik untuk penerangan pabrik dapat dilihat pada Tabel 6.8.

Nilai *candle* didapat berdasarkan SNI 6197-2011.

Tabel 6.8 Pemakaian Listrik Penerangan Pabrik

No	Lokasi	Luas		Candle	Lumen
		m ²	ft ²		
1	Pos Keamanan	60	645,83	32.291,7000	32.291,7000
2	Parkir tamu dan truck	350	3.767,37	376.736,5000	376.736,5000
3	Parkir karyawan	213	2.292,71	229.271,0700	229.271,0700

4	Perkantoran	6.028	64.895	12.979.002,9810	12.979.002,9810
5	Perpustakaan	100	1.076,39	161.458,5000	161.458,5000
6	Dapur	45	484,38	48.437,5500	48.437,5500
7	Toilet	90	968,75	96.875,1000	96.875,1000
8	Area proses produksi	67.233	723.699	72.369.897,7286	72.369.897,7286
9	Laboratorium	100	1.076,39	322.917,0000	322.917,0000
10	Aula	250	2.690,98	538.195,0000	538.195,0000
11	Poliklinik	30	322,92	48.437,5500	48.437,5500
12	Koperasi	50	538,20	64.583,4000	64.583,4000
13	Kantin	70	753,47	90.416,7600	90.416,7600
14	Masjid	569	6.125,83	1.225.167,3341	1.225.167,3341
15	Ruang pemadam kebakaran	60	645,83	77.500,0800	77.500,0800
16	Mess karyawan	1.650	17.768,50	3.553.701,5850	3.553.701,5850
17	Bengkel	150	1.614,59	242.187,7500	242.187,7500
18	Pos K3	60	645,83	32.291,7000	32.291,7000
19	Gudang produk	300	3.229,17	484.375,5000	484.375,5000
20	Area pembangkit listrik	1.667	17.939,83	7.175.933,3333	7.175.933,3333
21	Area pengolahan air	1.667	17.939,83	4.484.958,3333	4.484.958,3333
22	Area penglahan limbah	1.667	17.939,83	4.484.958,3333	4.484.958,3333
23	Area perluasan	5.000	53.819,50	4.305.560,0000	4.305.560,0000
24	Halaman, taman dan jalan	4.365	46.984,42	4.698.442,3500	4.698.442,3500
25	Sarana olahraga	1.500	16.145,85	1.076.390,0000	1.076.390,0000
Total		92.275	993.246	3.940	119.199.987,1388

Menurut Kusnarjo (2010), efisiensi utilitas (U) adalah 0,8 dan efisiensi penerangan (D) adalah 0,85. Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan listrik untuk penerangan} &= \frac{\text{Lumen}}{U \times D \times 19.100} \\ &= 9.177,7015 \text{ kW} \end{aligned}$$

Total kebutuhan daya listrik pabrik metil akrilat dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel 6.9 Kebutuhan daya listrik metil akrilat

Komponen	Daya Listrik (kW)
Peralatan proses	49.2162
Penerangan	9.177,7015
Lain-Lain	10,0000
Total	9.236,9177

Digunakan faktor keamanan 10%, sehingga kebutuhan listrik pabrik metil akrilat adalah 10.165,5311 kW. Sehingga kapasitas turbin adalah:

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas Turbin} &= \text{kebutuhan listrik} / \text{efisiensi utilitas} \\
 &= 10.177,8315 / 0,8 \\
 &= 12,706.9139 \text{ kW} \\
 &= 12,7069 \text{ mW}
 \end{aligned}$$

6.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini adalah unit yang menyediakan bahan bakar yang diperlukan dalam pabrik. Bahan bakar digunakan pada peralatan boiler untuk menghasilkan *steam*. Bahan bakar yang digunakan adalah *Liquified Natural Gas* (LNG). *Saturated steam* sebagai media penukar panas dan proses diproduksi menggunakan *boiler*. Sehingga:

$$\text{Massa saturated steam pada boiler} = 8.772,7412 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Entalpi liquid (Hf) MP steam, } 170^{\circ}\text{C} = 719,1 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Entalpi uap (Hg) MP steam, } 170^{\circ}\text{C} = 2.048 \text{ kJ/kg}$$

Maka massa bahan bakar yang digunakan adalah

$$\begin{aligned}\text{Massa Bahan Bakar} &= \frac{\text{Massa steam} \times (H_g - H_f)}{EB \times LHV} \\ &= 544,3857 \text{ kg/Jam}\end{aligned}$$

Total kebutuhan bahan bakar LNG adalah 544,3857 kg/jam.

Penggunaan LNG pada pabrik metil akrilat adalah sebagai bahan bakar, dan gas penggerak turbin. Sehingga jumlah LNG yang dibutuhkan pada pabrik Etilen Glikol adalah sebagai:

$$\begin{aligned}\text{Jumlah kebutuhan LNG} &= \text{bahan bakar} + \text{gas turbin} \\ &= 544,3857 + 7.065,7004 \\ &= 7.610,0861 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

6.6 Unit Penyediaan Pendingin

Pada perancangan pabrik metil akrilat temperatur paling rendah adalah 30°C sehingga pendingin yang digunakan adalah air dengan titik didih 100°C. Jumlah pendingin yang dibutuhkan dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel 6.10 Kebutuhan pendingin pabrik metil akrilat

No.	Nama alat	Jumlah	Satuan
1	CO-01	78,4705	kg/jam
2	CO-02	9.234,4399	kg/jam
3	TC-01	62.722,5113	kg/jam
Total		72.035,4217	kg/jam

Faktor keamanan yang digunakan adalah 10%

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan refrigerant} &= (1+10\%) \times \text{jumlah kebutuhan refrigerant} \\ &= (1+10\%) \times 72.035,4217 \\ &= 79.238,9693 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

6.7 Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan digunakan sebagai penggerak pada instrumentasi seperti *control valve* dan untuk pembersihan peralatan pabrik. Unit penyediaan udara tekan mendistribusikan udara tekan pada tekanan 15-20 psig serta pada kondisi bersih dan kering. Pengeringan udara dilakukan dengan melewati udara pada tumpukan *silica gel*. Udara yang digunakan bersumber dari udara di sekitar lingkungan pabrik yang dinaikkan tekanannya menggunakan *compressor* yang kemudian didistribusikan melalui sistem perpipaan. Mekanisme pembuatan udara tekan terdiri dari pengambilan udara menggunakan *compressor* dan ditekan hingga tekanan 30 psig, aliran udara kemudian dilewatkan pada tumpukan *silica gel* sehingga diperoleh udara kering dan bersih, udara kemudian dialirkan pada alat yang membutuhkan.

BAB VII

SPESIFIKASI PERALATAN

7.1 Tangki-01 (T-01)

IDENTIFIKASI		
Nama alat	Tangki	
Kode alat	T-01	
Jumlah	4	Unit
Fungsi	Tempat Penyimpanan asam akrilat	
DATA DESIGN		
Tipe	Silinder <i>vertikal</i> dengan <i>head ellipsoidal</i>	
Temperatur	30	C
Tekanan	1	atm
DATA MEKANIK		
Volume tanki	65,6838	m ³
ID	8,8077	m
OD	8,8353	m
t silinder	0,0138	m
t head	0,0138	m
Tinggi tanki	28,6252	m
Lama penyimpanan	1	Hari
Bahan konstruksi	Carbon steel SA – 285 grade C	

7.2 Tangki-02 (T-02)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki
Kode Alat	T-02

Jumlah	2	Unit
Fungsi	Tempat Penyimpanan methanol	
DATA DESIGN		
Tipe	Silinder	<i>vertikal</i> dengan <i>head ellipsoidal</i>
Temperatur	30	C
Tekanan	1	atm
DATA MEKANIK		
Volume Tanki	64,6737	m ³
ID	8,6723	m
OD	8,6992	m
t silinder	0,0134	m
t head	0,0134	m
Tinggi Tanki	28,1850	m
Lama Penyimpanan	1	Hari
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA – 285 grade C</i>	

7.3 Tangki-03 (T-03)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Tangki		
Kode Alat	T-03		
Jumlah	1	Unit	
Fungsi	Tempat Penyimpanan asam sulfat		
DATA DESIGN			
	Silinder	<i>vertikal</i>	dengan <i>head</i>
Tipe	<i>ellipsoidal</i>		
Temperatur	30	C	
Tekanan	1	atm	

DATA MEKANIK		
Volume Tanki	16,6379	m ³
ID	2,2310	m
OD	2,2557	m
t silinder	0,0123	m
t head	0,0123	m
Tinggi tanki	7,2508	m
Lama penyimpanan	1	Hari
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA – 285 Grade C</i>	

7.4 Tangki-04 (T-04)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Tangki	
Kode Alat	T-04	
Jumlah	2	Unit
Fungsi	Tempat penyimpanan produk metil akrilat	

DATA DESIGN		
	Silinder <i>vertikal</i> dengan <i>ellipsoidal</i>	
Tipe	<i>head</i>	
Temperatur	30	C
Tekanan	1	atm

DATA MEKANIK		
Volume Tanki	143,3665	m ³
ID	19,2245	m
OD	19,2615	m
t silinder	0,0185	m
t head	0,0185	m

Tinggi tanki	62,4795	m
Lama penyimpanan	1	hari
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA – 285 Grade C</i>	

7.5 Pompa (P-01)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Pompa		
Kode Alat	P-01		
Jumlah	2 unit (1 unit cadangan)		
Fungsi	Untuk mengalirkan asam akrilat ke MP-01		
DATA DESAIN			
Tipe	Centrifugal pump		
Kapasitas	17.470,80 lb/jam		
DATA MEKANIK			
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	20,2638	Tekanan	30,6131
Friksi (Psi)	0,0003	Friksi	0,3821
Efisiensi Pompa		60,00%	
Efisiensi Motor		82,00%	
Power		3	HP
NPSH		59,7210	ft
Bahan konstruksi	Carbon steel		

7.6 Pompa (P-02)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	P-02
Jumlah	2 unit (1 unit cadangan)

Fungsi	Untuk mengalirkan komponen methanol ke MP-01		
DATA DESAIN			
Tipe	Centrifugal pump		
Kapasitas	7737,94 lb/jam		
DATA MEKANIK			
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	133,1333	Tekanan	301,8759
Friksi (Psi)	0,0000	Friksi	0,0040
Efisiensi Pompa	57,00%		
Efisiensi Motor	78%		
Power	3 HP		
NPSH	18,4356 ft		
Bahan konstruksi	Carbon steel		

7.7 Pompa (P-03)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-03	
Jumlah		2 unit (1 unit cadangan)	
Fungsi		Untuk mengalirkan komponen katalis asam sulfat ke MP-01	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal pump	
Kapasitas		53,41 lb/jam	
DATA MEKANIK			
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	284,6150	Tekanan	632,8076
Friksi (Psi)	0,0000	Friksi	0,0001

Efisiensi Pompa	45,00%	
Efisiensi Motor	78,00%	
Power	12	HP
NPSH	17,3405	ft
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>	

7.8 Pompa (P-04)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Pompa		
Kode Alat	P-04		
Jumlah	2 unit (1 unit cadangan)		
Fungsi	untuk mengalirkan komponen cair dari R-01 ke FD-01		
DATA DESAIN			
Tipe	Centrifugal pump		
Kapasitas	31.801,41 lb/jam		
DATA MEKANIK			
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	34,8194	Tekanan	31,5891
Friksi (Psi)	0,0006	Friksi	1,0704
Efisiensi Pompa	78,00%		
Efisiensi Motor	82,50%		
Power	3 HP		
NPSH	54,9181 ft		
Bahan konstruksi	Carbon steel		

7.9 Pompa (P-05)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Pompa		
Kode Alat	P-05		
Jumlah	2 unit (1 unit cadangan)		
Fungsi	untuk mengalirkan komponen dari <i>bottom</i>		
	FD-01 ke HE-02		
DATA DESAIN			
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>		
Kapasitas	31.723,25 lb/jam		
DATA MEKANIK			
<i>SUCTION</i>		<i>DISCHARGE</i>	
Tekanan (Psi)	40,2155	Tekanan	31,5150
Friksi (Psi)	0,0005	Friksi	0,9665
Efisiensi Pompa		65,00%	
Efisiensi Motor		81,00%	
Power		3	HP
NPSH		55,3805	ft
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>		

7.10 Pompa (P-06)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	P-06
Jumlah	2 unit (1 unit cadangan)
Fungsi	untuk mengalirkan komponen cair dari ACC-01 ke T-04
DATA DESAIN	

Tipe	<i>Centrifugal pump</i>		
Kapasitas	20.829,40 lb/jam		
DATA MEKANIK			
<i>SUCTION</i>		<i>DISCHARGE</i>	
Tekanan (Psi)	21,3891	Tekanan	33,3101
Friksi (Psi)	0,0002	Friksi	0,3852
Efisiensi Pompa		59,00%	
Efisiensi Motor		82,00%	
Power		3	HP
NPSH		52,4358	ft
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>		

7.11 Pompa (P-07)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-07	
Jumlah		2 unit (1 unit cadangan)	
Fungsi		untuk mengalirkan komponen cair dari RB-01 ke EVP-01	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal pump	
Kapasitas		200,18 lb/jam	
DATA MEKANIK			
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	364,3240	Tekanan	17,7823
Friksi (Psi)	0,0000	Friksi	0,0050
Efisiensi Pompa		59,00%	
Efisiensi Motor		88,00%	

Power	1	HP
NPSH	3.945,7928	ft
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>	

7.12 Pompa (P-08)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-08	
Jumlah		2 unit (1 unit cadangan)	
Fungsi		untuk mengalirkan komponen cair dari CO-01 ke bak limbah B3	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Pump	
Kapasitas		4232,42 lb/jam	
DATA MEKANIK			
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	20,1448	Tekanan	30,6766
Friksi (Psi)	0,0000	Friksi	0,0259
Efisiensi Pompa		58,00%	
Efisiensi Motor		82,30%	
Power		3	HP
NPSH		60,6940	Ft
Bahan konstruksi		Carbon steel	

7.13 Pompa (P-09)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	P-09

Jumlah	2 unit (1 unit cadangan)		
Fungsi	untuk mengalirkan komponen cair dari <i>bottom</i> EVP-01 ke CO-02		
DATA DESAIN			
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>		
Kapasitas	6461,11 lb/jam		
DATA MEKANIK			
<i>SUCTION</i>		<i>DISCHARGE</i>	
Tekanan (Psi)	330,8178	Tekanan	407,8656
Friksi (Psi)	0,0000	Friksi	0,0017
Efisiensi Pompa		69,00%	
Efisiensi Motor		82,00%	
Power		1	HP
NPSH		17,8827	ft
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>		

7.14 Kolom Destilasi (KD-01)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Kolom Destilasi-01		
Kode Alat	KD-01		
Jumlah	1	Unit	
Operasi	Kontinyu		
Fungsi	memisahkan metil akrilat dari komponen lainnya		
DATA DESAIN			
	Top		Bottom
Tekanan	1	atm	1 atm
Temperatur	80,44176	°C	100,7412 °C
DATA MEKANIK			
Tinggi	16,3465	m	

Stage	17 stage			
	Top		Bottom	
Diameter	12,93953		15,24646	
Tray spacing				
t silinder	0,022261		0,023041	
t head	0,022259		0,023039	
Material	Carbon steel			
PELAT				
	Top		Bottom	
Active area	99,88955	m ²	138,6823	m ²
Hole diameter	5	mm	5	mm
Hole area	9,988955	m ²	13,86823	m ²
Panjang weir	45	mm	45	Mm
Tebal pelat	5	mm	5	Mm
Jumlah hole	26402	holes	14431	holes

7.15 Total kondensor (TC-01)

IDENTIFIKASI	
Nama alat	Total Condensor-01
Kode alat	TC-01
Fungsi	Merubah fase metil akrilat menjadi liquid dan refluks
Jumlah	1 unit
DATA DESAIN	
Tipe	1-4 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan konstruksi	Carbon Steel
UC	491,643 Btu/jam ft F
UD	60934,3536 Btu/jam ft F
DATA MEKANIK	
Shell Side	Tube Side

ID	39 in	Length	31,2 ft
B	19,5 in	OD	0,75 in
		BWG	18
Passes	4	Passes	1
ΔP_s	1,166988 psi	ΔP_t	9,2810 psi

7.16 Accumulator-01 (ACC-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Accumulator-01</i>
Kode Alat	ACC-01
Fungsi	Menampung hasil kondensasi
Jumlah	1 unit
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Silinder horizontal dengan penutup elipsooidal</i>
Temperatur	30,0000 °C
Tekanan	1 atm
Kapasitas	9.448,1333 kg/jam
DATA MEKANIK	
Diameter	1,4808 m
Panjang	5,9233 m
Tebal dinding	0,0060 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

7.17 Reboiler-01 (RB-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Reboiler-01</i>
Kode Alat	RB-01

Fungsi	Mengubah sebagian bottom produk kolom distilasi sebagai refluks gas
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
UC	231,3861 Btu/jam ft F
UD	0,0083 Btu/jam ft F

DATA MEKANIK

Shell Side		Tube Side	
ID	12 in	Length	21,5 ft
B	6 in	OD	0,652 in
		BWG	14
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	0,1423 psi	ΔP_t	0,0878 psi

7.18 Flash Drum-01 (FD-01)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Flash Drum
Kode Alat	FD – 01
Jumlah	1 buah
Fungsi	Memisahkan produk dengan komponen <i>impurities</i>

DATA DESAIN

Tipe	<i>Silinder vertikal dengan head tipe ellipsoidal</i>
Temperatur	75,0000 °C
Tekanan	1,0000 atm
Kapasitas	114.424,8954 kg/jam

DATA MEKANIK

Area vessel	0,0044	m ²
Diameter vessel	0,0745	m
Tinggi vessel	0,2234	m
Volume vessel	0,8791	m ³
Tebal dinding vessel	0,0032	m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	

7.19 Evaporator (EVP-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Evaporator-01</i>
Kode Alat	EV-01
Fungsi	Untuk menguapkan kadar air dari asam akrilat dan asam sulfat
Jumlah	1 unit
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Single Effect Evaporator</i>
Temperatur	110° C
Tekanan	1 atm
Laju alir	2..930,7129 kg/jam
DATA MEKANIK	
Diameter vessel	0,8343 m
Tinggi	1,6686 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel sa 285 grade c</i>

7.20 Reaktor (R-01)

IDENTIFIKASI	
Nama alat	Reaktor-01
Kode alat	R-01

Jumlah	1 buah
Fungsi	Untuk mereaksikan asam akrilat dan metanol dengan katalis asam asetat
Tipe	<i>Continuous Stirred Tank Reactor</i>
DATA DESAIN	
Temperatur desain (°C)	75
Tekanan desain (atm)	1
Kapasitas (m ³)	14,2306
DATA MEKANIK	
Tipe pengaduk	<i>Disk flate blade turbine</i>
Diameter vessel (m)	4,8908
Tinggi silinder (m)	7,3363
Tinggi tutup (m)	1,2227
Tinggi total tangki (m)	9,7817
Tinggi liquid (m)	5,1354
Tinggi impeller (m)	0,9782
Diameter impeller (m)	1,4673
Lebar baffle (m)	0,4891
Lebar baffle pengaduk (m)	0,9782
Panjang blade pengaduk (m)	1,2227
Posisi baffle dari dinding tangki (m)	0,1019
Tebal tangki (m)	0,01166
Tebal isolasi (m)	15,87307
Kecepatan putaran pengaduk (Rps)	1,6228
Tenaga pengaduk (Hp)	24,165
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>

7.21 Heater (HE-01)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Heater-01		
Kode Alat	H-01		
Fungsi	Memanaskan input asam akrilat sebelum masuk Reaktor (R-01)		
Jumlah	1 unit		
DATA DESAIN			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-212 Grade A		
UC	121 Btu/jam ft F		
UD	50,0270 Btu/jam ft F		
DATA MEKANIK			
Shell Side		Tube Side	
ID	23,25 in	Length	20,0000 ft
B	11,625 in	OD	1 in
		BWG	13
Passes	1	Passes	2
ΔPs	0,000187 psi	ΔPt	1,4624 psi

7.22 Heater (HE-02)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Heater-02
Kode Alat	H-02
Fungsi	Memanaskan input methanol sebelum masuk Reaktor (R-01)
Jumlah	1 unit
DATA DESAIN	
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-212 Grade A

UC	41,9319 Btu/jam ft F
UD	3.233,9 Btu/jam ft F

DATA MEKANIK

<i>Shell Side</i>		<i>Tube Side</i>	
ID	23,25 in	Length	20,0000 ft
B	11,625 in	OD	1 in
		BWG	13
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	0,01873 psi	ΔP_t	1,46044 psi

7.23 Heater (HE-03)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Heater-03</i>
Kode Alat	H-03
Fungsi	Memanaskan input asam sulfat sebelum masuk Reaktor (R-01)
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>
UC	121 Btu/jam ft F
UD	50,0270 Btu/jam ft F

DATA MEKANIK

<i>Shell Side</i>		<i>Tube Side</i>	
ID	23,25 in	<i>Length</i>	20,0000 ft
B	11,625 in	OD	1 in
		BWG	13
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	0,000187 psi	ΔP_t	1,4624 psi

7.24 Heater (HE-04)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Heater-04		
Kode Alat	H-04		
Fungsi	Memanaskan input Kolom Destilasi (KD-01)		
Jumlah	1 unit		
DATA DESAIN			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-212 Grade A		
UC	41,9319 Btu/jam ft F		
UD	3.233,9 Btu/jam ft F		
DATA MEKANIK			
Shell Side		Tube Side	
ID	23,25 in	Length	20,0000 ft
B	11,625 in	OD	1 in
		BWG	13
Passes	1	Passes	2
ΔPs	0,01873 psi	ΔPt	1,46044 psi

7.25 Cooler-01 (CO-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Cooler-01
Kode Alat	CO-01
Fungsi	Mendinginkan <i>output top Flash Drum</i> (FD-01)
Jumlah	1 unit
DATA DESAIN	
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-212 Grade A

UC	2,08867 Btu/jam ft F
UD	550,19 Btu/jam ft F

DATA MEKANIK

Shell Side		Tube Side	
ID	23,25 in	Length	20,000 ft
B	11,625 in	OD	1 in
		BWG	13
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	0,01074 psi	ΔP_t	7,14745 psi

7.26 Cooler-02 (CO-02)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Cooler-02</i>
Kode Alat	CO-02
Fungsi	Mendinginkan <i>top output evaporator</i> (EVP-01) untuk dialirkan ke T-04
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>
UC	11,2925 Btu/jam ft F
UD	28.972.50 Btu/jam ft F

DATA MEKANIK

Shell Side		Tube Side	
ID	23,25 in	Length	20,000 ft
B	11,625 in	OD	1 in
		BWG	13
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	8,3401 psi	ΔP_t	3,17675 psi

BAB VIII

ORGANISASI PERUSAHAAN

8.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik *metil akrilat* yang akan didirikan direncanakan mempunyai bentuk:

Bentuk perusahaan : PT (Perseroan Terbatas)

Status perusahaan : PMDN (Penanaman Modal Dalam Negeri)

Lokasi : Cilegon, Banten.

Kapasitas produksi : 68.000 ton/tahun

Perseroan terbatas adalah badan hukum yang didirikan berdasarkan perjanjian, melakukan kegiatan usaha dengan modal dasar yang seluruhnya terbagi dalam saham dan memenuhi persyaratan yang ditetapkan dalam UU No. 1 tahun 1995 tentang Perseroan Terbatas (UUPT), serta peraturan pelaksanaannya. Syarat-syarat pendirian perseroan terbatas adalah :

1. Didirikan oleh dua orang atau lebih, yang dimaksud dengan “orang” adalah orang perseorangan atau badan hukum.
2. Didirikan dengan akta otentik yaitu di hadapan notaris.
3. Modal dasar perseroan, yaitu paling sedikit Rp 20.000.000,- (dua puluh juta rupiah) atau 25 % dari modal dasar, tergantung mana yang lebih besar dan harus telah ditempatkan dan telah disetor.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut:

1. Mudah untuk mendapatkan modal yaitu dari bank atau dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab memegang saham terbatas yaitu dengan menjual saham perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staffnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staffnya atau karyawan perusahaan.
5. Efisiensi dari manajemen para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris.
6. Lapangan usaha luas suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.
7. Mudah memindahkan hak pemilik dengan menjual sahamnya kepada orang lain.
8. Penempatan pemimpin atas kemampuan pelaksanaan tugas.

8.2 Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dalam perusahaan tersebut. Karena hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi didalam perusahaan, demi tercapainya keselamatan kerja antar karyawan. Dalam mendapatkan suatu sistem organisasi

yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan sebagai pedoman, antara lain:

- a. Perumusan perusahaan dengan jelas
- b. Pendelegasian wewenang
- c. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- d. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- e. Organisasi perusahaan yang fleksibel

Menurut Widjaja (2003), bentuk-bentuk organisasi itu dapat dibedakan atas beberapa jenis sebagai berikut.

1. *Line system*

Struktur organisasi pada *line system* ini biasanya digunakan pada perusahaan yang kecil. Pemegang kekuasaan tertinggi berada dipemilik perusahaan dan memberikan perintah langsung kepada karyawan.

2. *Line and staff system*

Struktur organisasi pada *line and staff system* ini paling umum digunakan oleh sebagian besar perusahaan. Dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab kepada atasannya saja.

3. *Functional system*

Struktur organisasi *functional system* ini biasanya digunakan pada perusahaan besar dan kompleks. Dimana pada jenis ini, karyawan ditempatkan sesuai dengan bidang yang dimiliki dan wewenangnya hanya sebatas bidang keahliannya saja.

Berdasarkan uraian diatas, pada pabrik *metil akrilat* dari karbonilasi asam akrilat dan methanol ini menggunakan bentuk organisasi *line and staff system*.

Dipilihnya bentuk organisasi tersebut karena strukturnya sederhana, mudah dipahami, wewenang, dan tanggung jawab untuk setiap posisi lebih jelas, setiap karyawan hanya bertanggung jawab terhadap satu pemimpin, serta proses pengambilan keputusan dapat jauh lebih cepat.

Alasan pemilihan sistem *line and staff system* adalah :

1. Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi terus menerus.
2. Terdapat satu kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.
3. Sering digunakan dalam perusahaan yang memproduksi secara massal.
4. Masing-masing kepala bagian/*manager* secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan.
5. Pimpinan tertinggi pabrik dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan *staff* ahli yang bertugas memberikan saran kepada direktur.

Di samping alasan tersebut ada beberapa keuntungan yang dapat mendukung pemakaian sistem organisasi *line and staff system* yaitu:

1. Dapat digunakan oleh setiap organisasi besar, apapun tujuannya, berapapun luas tugasnya dan berapapun kompleks susunan organisasinya.
2. Pengambilan keputusan yang sehat lebih mudah dapat diambil, karena adanya staf ahli.
3. Perwujudan "*the right man in the right place*" lebih mudah dilaksanakan.

8.3 Tugas dan Wewenang

Menurut Kusnarjo (2010), tugas dan tanggung jawab pada bentuk organisasi *line and staff system* adalah sebagai berikut.

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah sekelompok orang yang ikut dalam pengumpulan modal untuk mendirikan pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham adalah pemilik perusahaan yang besarnya tergantung dari presentase kepemilikan saham. Kekayaan pribadi pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Penanam saham wajib menanamkan modalnya paling sedikit 1 tahun. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) adalah rapat dari pemegang saham yang memiliki kekuasaan tertinggi dalam mengambil keputusan untuk kepentingan perusahaan. RUPS biasanya dilakukan paling sedikit sekali dalam setahun atau selambat-lambatnya enam bulan sejak tahun buku yang bersangkutan berjalan (neraca telah). Pada rapat umum tersebut para pemegang saham :

- a. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris dan dewan direksi serta mengesahkan anggota pemegang saham bila mengundurkan diri.
- b. Mengangkat dan memberhentikan *general manager*
- c. Menegaskan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.
- d. Menetapkan besar laba tahunan yang diperoleh untuk dibagikan, dicadangkan, atau ditanamkan kembali.

Tugas dan wewenang pemegang saham adalah :

- a. Memilih, mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris yang dilaksanakan dalam rapat tahunan.
- b. Menetapkan gaji *general manager*.
- c. Meminta pertanggung jawaban kepada dewan komisaris dan *general manager*
- d. Mengadakan rapat umum sedikitnya satu kali dalam setahun.

2. Dewan komisaris

Dewan komisaris ini bertindak sebagai wakil dari pada pemegang saham dan semua keputusan ditentukan serta dipegang oleh rapat persero. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan rapat dan dapat diberhentikan setiap waktu rapat umum pemegang saham, jika ia bertindak bertentangan dengan anggaran dasar atau kepentingan perseroan tersebut. Biasanya yang menjadi ketua dewan komisaris adalah pemegang saham yang mempunyai modal mayoritas dan dipilih dari Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham.

Tugas dan wewenang dewan komisaris adalah :

- a. Memilih dan memutuskan siapa yang menjabat sebagai *general manager* dan menetapkan kebijakan perusahaan (*Organization*)
- b. Mengawasi kinerja dari kepala departemen dan berusaha agar tindakan kepala departemen tidak merugikan perusahaan (*Controlling*)
- c. Mengawasi evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh oleh perusahaan (*analizing*)
- d. Menyetujui ataupun menolak rancangan/rencana kerja yang diajukan oleh kepala departemen (*Planning*)

- e. Memberikan nasehat pada *general manager* apabila ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan (*Staffing*)
 - f. Mengadakan pertemuan/rapat berkala (*Doing*)
 - g. Menentukan besarnya devident (*Directing*)
 - h. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana, dan pengarahan pemasaran.
 - i. Membantu *general manager* dalam tugas-tugas yang penting.
 - j. Menentukan garis besar kebijaksanaan perusahaan.
 - k. Mengadakan rapat tahunan para pemegang saham.
 - l. Meminta laporan pertanggungjawaban *general manager* secara berkala.
3. Direktur Utama

Direktur utama memiliki pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam perkembangan perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab kepada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang dilakukan sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama membawahi direktur produksi dan teknik, serta direktur keuangan dan umum.

a. Direktur teknik dan produksi tugas

Direktur teknik dan produksi memiliki tugas dalam memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

b. Direktur keuangan dan umum

Direktur keuangan dan umum memiliki tugas bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

4. *General manager*

General manager adalah pemegang kepengurusan perusahaan dan merupakan pimpinan perusahaan yang bertanggung jawab langsung pada dewan komisaris. Posisi *general manager* merupakan pemimpin tertinggi perusahaan secara langsung dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan selama perusahaan berdiri, *general manager* membawahi semua kepala departemen. Tugas dan wewenang *general manager*:

- a. Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana dan cara pelaksanaannya.
- b. Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing
- c. Mempertanggung jawabkan kepada dewan komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
- d. Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan.
- e. Mengangkat ataupun memberhentikan pegawai atau karyawan.
- f. Bertanggung jawab atas kelancaran perusahaan.
- g. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
- h. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).
- i. Memimpin dan membina perusahaan secara efektif dan efisien.
- j. Menyusun dan melaksanakan kebijaksanaan umum pabrik sesuai dengan kebijaksanaan RUPS.
- k. Mengadakan kerjasama dengan pihak luar demi kepentingan perusahaan.

- l. Mewakili perusahaan dalam mengadakan hubungan maupun perjanjian-perjanjian dengan pihak ketiga.
- m. Merencanakan dan mengawasi pelaksanaan tugas setiap personalia yang bekerja pada perusahaan.

5. Kepala departemen

Secara umum tugas kepala departemen adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan. Kepala departemen bertanggung jawab kepada manajer sesuai dengan bagiannya masing-masing. Kepala departemen terdiri dari :

a. Kepala departemen produksi dan logistik

Kepala departemen produksi dan logistik bertanggung jawab kepada *general manager* dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala departemen produksi membawahi :

1. Seksi proses

Tugas seksi proses adalah :

- a. Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
- b. Mengawasi jalannya proses dan produksi.
- c. Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan kerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

2. Seksi pengendalian

Tugas seksi pengendalian adalah :

- a. Menanyai dan menganalisis mutu bahan baku dan bahan bangunan
- b. Mengawasi dan menganalisis mutu produksi

- c. Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan bangunan
- d. Membuat laporan berkala kepada kepala bagian produksi
- 3. Seksi laboratorium

Tugas seksi laboratorium adalah :

- a. Mengawasi dan menganalisis mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- b. Mengawasi dan menganalisis produk.
- c. Mengawasi kualitas buangan pabrik.
- b. Kepala departemen teknik

Kepala departemen teknik bertanggung jawab atas kelancaran alat-alat proses selama produksi berlangsung, termasuk pemeliharaan alat proses dan instrumentasinya. Apabila ada keluhan pada alat penunjang produksi maka departemen teknik langsung mengatasi masalahnya. Tugas kepala departemen teknik adalah :

- 1. Bertanggung jawab kepada *general manager* dalam bidang peralatan, proses, dan utilitas.
- 2. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahnya.

Kepala departemen teknik membawahi :

- 1. Seksi pemeliharaan, listrik, dan instrumentasi
 - a. Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
 - b. Memperbaiki peralatan pabrik
- 2. Seksi utilitas

Tugas seksi utilitas adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, kebutuhan steam, tenaga listrik, dan kebutuhan tekan uap.

3. Kepala bagian kesehatan keselamatan kerja dan lingkungan

Kepala bagian kesehatan keselamatan kerja dan lingkungan memiliki tanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

c. Kepala departemen pemasaran dan pembelian

Kepala departemen pemasaran dan pembelian bertanggung jawab kepada *general manager* dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala departemen pemasaran juga bertanggung jawab dalam mengatur masalah pemasaran produk, termasuk juga melakukan *research marketing* agar penentuan harga dapat bersaing di pasaran, menganalisis strategi pemasaran perusahaan maupun kompetitor, mengatur masalah distribusi penjualan produk ke daerah-daerah, melakukan promosi pada berbagai media massa baik cetak maupun elektronik agar produk dapat terserap konsumen. Kepala departemen pemasaran membawahi :

1. Seksi pembelian

Tugas seksi pembelian adalah :

- a. Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan
- b. Mengetahui harga pasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

2. Seksi pemasaran

Tugas seksi pemasaran adalah :

- a. Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- b. Mengatur distribusi hasil produksi dari gudang.
- d. Kepala departemen keuangan dan administrasi

Kepala departemen keuangan bertanggung jawab kepada *general manager* dalam bidang administrasi dan keuangan. Kepala departemen keuangan membawahi:

1. Seksi administrasi

Tugas seksi administrasi adalah menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor, dan pembukuan serta masalah pajak.

2. Seksi kas

Tugas seksi kas adalah:

- a. Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.
- b. Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang, dan membuat prediksi keuangan masa depan.
- e. Kepala departemen personalia dan HUMAS (umum)

Kepala departemen umum bertanggung jawab kepada *general manager* dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala bagian umum membawahi:

1. Seksi personalia

Tugas seksi personalia adalah:

- a. Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antar pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- b. Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis.
- c. Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dalam kesejahteraan karyawan

2. Seksi HUMAS

Tugas seksi humas adalah mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan.

3. Seksi keamanan

Tugas seksi keamanan adalah :

- a. Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- b. Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan atau non karyawan
- c. Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan kultur perusahaan.

8.4 Waktu Kerja

Pabrik pembuatan *metil akrilat* dari karbonilasi asam akrilat dan methanol ini direncanakan beroperasi 300 hari per tahun secara kontinu 24 jam sehari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan atau dikenal dengan istilah *shut down*. Berdasarkan pengaturan jam kerja, karyawan dapat digolongkan menjadi tiga golongan, yaitu:

1. Karyawan *non-shift*

Karyawan *non-shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Termasuk karyawan *non-shift* yaitu direksi, *general manager*, kepala departemen, manajer seksi, serta karyawan yang berada dikantor administrasi dan divisi-divisi di bawah tanggung jawab non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinyu.

Jam kerja karyawan *non-shift* ditetapkan sesuai UU Cipta Kerja No.11/2020 yaitu 8 jam sehari atau 40 jam per minggu, sedangkan hari Sabtu, Minggu dan hari besar libur. Perincian jam kerja *non-shift* adalah: Jam kerja :

Tabel 8.1 Waktu Kerja Karyawan Non-Shift

Hari senin - jumat	Keterangan
Pukul 07.30 – 11.30 WIB	Waktu kerja
Pukul 11.30 – 13.00 WIB	Waktu istirahat
Pukul 13.00 – 17.00 WIB	Waktu kerja

2. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi pabrik yang berhubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Untuk pekerjaan yang langsung berhubungan dengan proses produksi yang membutuhkan pengawasan terus menerus selama 24 jam, para karyawan diberi pekerjaan bergilir (*shift work*), terbagi dalam 3 *shift*. Yang termasuk karyawan *shift* antara lain kepala *shift*, operator, karyawan unit proses, utilitas, laboratorium, sebagian dari bagian teknis, bagian gudang dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik.

Pekerjaan dalam satu hari dibagi tiga *shift*, yaitu tiap *shift* bekerja selama 8 jam termasuk 1 jam istirahat dan 15 menit pergantian *shift* dengan pembagian sebagai berikut:

Tabel 8.2 Waktu kerja karyawan shift

Waktu	Keterangan
Pukul 07.00 – 15.00 WIB	<i>Shift I</i>
Pukul 14.00 – 22.00 WIB	<i>Shift II</i>
Pukul 22.00 – 07.00 WIB	<i>Shift III</i>

Jadwal kerja dibagi dalam empat minggu. Untuk karyawan *shift* dibagi dalam 4 regu dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Pada hari minggu dan libur nasional karyawan *shift* tetap bekerja dan libur 1 hari setelah tiga kali *shift*.

Tabel 8.3 Jadwal kerja karyawan pabrik

Regu	Minggu			
	Pertama	Kedua	Ketiga	Keempat
I	Pagi	Siang	Malam	<i>Off</i>
II	Siang	Malam	<i>Off</i>	Pagi
III	Malam	<i>Off</i>	Pagi	Siang
IV	<i>Off</i>	Pagi	Siang	Malam

Karena kemajuan suatu pabrik atau perusahaan tergantung pada kedisiplinan karyawannya, maka salah satu cara untuk menciptakan kedisiplinan adalah dengan memberlakukan absensi. Dari mulai direktur utama sampai karyawan kebersihan diberlakukan absensi setiap jam kerjanya yang nantinya dapat menjadi pertimbangan perusahaan dalam meningkatkan karir karyawannya.

3. Karyawan borongan

Apabila diperlukan, maka perusahaan dapat menambah jumlah karyawan yang dikerjakan secara borongan selama kurun jangka waktu tertentu yang ditentukan menurut kebijaksanaan perusahaan.

8.5 Penentuan Jumlah Pekerja

Dalam melaksanakan kegiatan perusahaan/pabrik, dibutuhkan susunan karyawan seperti pada struktur organisasi. Jumlah karyawan yang dibutuhkan dapat

dihitung melalui jumlah kapasitas produksi (Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus, 1991).

1. Pengelompokan pekerja pabrik

Adapun kelompok pekerja yang berada di dalam lingkungan pabrik adalah sebagai berikut:

a. *Direct operating labor*

direct operating labor adalah pekerja atau buruh yang berhubungan langsung dengan jalannya operasi proses di pabrik, dalam hal ini dapat dikategorikan untuk buruh pada bidang teknik, produksi, dan utilitas.

b. *Indirect operating labor*

indirect operating labor adalah pekerja atau buruh yang tidak berhubungan langsung dengan jalannya operasi pabrik. Jenis pekerja ini dapat dikategorikan untuk buruh pada bidang perbengkelan/pemeliharaan, bidang puslitbang (pusat penelitian dan pengembangan), bagian umum dan bagian pemasaran serta keuangan.

2. Metode penentuan jumlah pekerja

a. *Direct operating labor*

Metode penentuan jumlah buruh pada bagian proses/operasi dilakukan dengan gambar 6-8, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus, 1991), prosedur perhitungan dilakukan dengan cara berikut:

Kapasitas produksi (P) = 68.000 ton/tahun = 256,6667 ton/hari

Masukkan harga (P) ke persamaan:

$$M = 15,2 \times P^{0,25}$$

$$\begin{aligned}
 M &= 15,2 \times (22,6667)^{0,25} \\
 &= 58,97806 \text{ Pekerja} \\
 &= 59 \text{ Pekerja}
 \end{aligned}$$

Tahapan proses:

1. *Supply bahan baku*
2. *Pumping*
3. *Reaction*
4. *Reaction*
5. *Cooling*
6. *Separation*
7. *Utility*
8. *Waste*

Pekerja *shift* bekerja selama 8 jam per hari sesuai dengan jadwal *shift* yang ditentukan, maka:

$$M = 59 \text{ Pekerja/hari}$$

Jadi, jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk *direct operating labor* adalah 61 orang yang terbagi pada berbagai posisi/jabatan bagian produksi, pemeliharaan, utilitas, dan laboratorium.

b. *Indirect operating labour*

Diperkirakan jumlah buruh pada kelompok ini didasarkan pada kondisi rata-rata kebutuhan pabrik terhadap buruh untuk bagian teknik dan produksi (bidang seksi pemeliharaan, perbengkelan serta litbang), bagian umum, bagian pemasaran dan keuangan.

Setelah dilakukan perhitungan tersebut, dapat ditentukan jumlah total karyawan yang dibutuhkan pada pabrik ini. Rincian dari jumlah karyawan tersebut terdapat pada tabel dibawah ini. Dalam melaksanakan kegiatan perusahaan/pabrik, dibutuhkan susunan karyawan seperti pada struktur organisasi. Jumlah karyawan yang dibutuhkan adalah sebagai berikut:

Tabel 8.4 Jumlah Karyawan

Posisi Jabatan	Jumlah
Direktur Utama Perusahaan	1
General Manager	2
Sekretaris Umum	1
A. Manager Produksi	1
I. Kepala Bagian Proses	1
Kepala Seksi <i>Operation</i>	1
Operator Kontrol	4
Operator Lapangan	8
Kepala Seksi Utilitas	1
Operator Kontrol	4
Operator Lapangan	8
II Kepala Bagian <i>Quality Control</i>	1
Kepala Seksi Laboratorium	1
Analisis	4
Kepala Seksi K3 dan Lingkungan	1
Ahli K3	2
Ahli Lingkungan	2
B. Manajer Teknik	1
I Kepala Bagian <i>Maintenance</i>	1
Kepala Seksi Planning & Support	1
Engineer	4

	Kepala Seksi <i>Execution</i>	1
	Staff <i>Execution</i>	8
II	Kepala Bagian <i>Teknologi</i>	1
	Kepala Seksi IT	1
	Ahli IT	4
	Kepala Seksi Instrumentasi	1
	Instrumentasi	4
C. Manajer Keuangan		1
	Sekretaris Manager Keuangan	1
I	Kepala Bagian Pendanaan Proses	1
	Kepala Seksi Administratif	1
	Sekretaris	1
	Kepala Seksi Akuntansi	1
	Sekretaris	1
II	Kepala Bagian Pendapatan	1
	Kepala Seksi Administratif	1
	Sekretaris	1
	Kepala Seksi Akuntansi Publik	1
	Sekretaris	1
D. Manajer SDM dan Umum		1
I	Kepala Bagian Pemasaran dan Pengadaan	1
	Kepala Seksi Pemasaran	1
	Bagian Penjualan dan promosi	2
	Bagian Pergudangan	2
	Kepala Seksi Pengadaan	1
	Bagian Pembelian	2
I	Kepala Bagian Umum	1
	Kepala Seksi Personalia	1
	Bagian Humas	2

Bagian Kepegawaian	2
Kepala Seksi Pelayanan dan Umum	1
Dokter	4
Perawat	4
Satpam	8
Pemadam Kebakaran	4
Supir	4
Penjaga Gudang	4
Jumlah Karyawan	122

Tabel 8.5 Jumlah karyawan *Shift*

Posisi Jabatan	Jumlah	Keterangan
Operator Kontrol	8	<i>Shift</i>
Operator Lapangan	16	<i>Shift</i>
Analisis	4	<i>Shift</i>
Engineer	4	<i>Shift</i>
Staff <i>Execution</i>	8	<i>Shift</i>
Instrumentasi	4	<i>Shift</i>
Dokter	4	<i>Shift</i>
Perawat	4	<i>Shift</i>
Satpam	8	<i>Shift</i>
Pemadam Kebakaran	4	<i>Shift</i>
Supir	4	<i>Shift</i>
Penjaga Gudang	4	<i>Shift</i>
Jumlah Karyawan	72	

Tabel 8.6 Jumlah Karyawan *Non-Shift*

Posisi Jabatan	Jumlah	Keterangan
----------------	--------	------------

Direktur Utama Perusahaan	1	<i>Non-Shift</i>
General Manager	2	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris Umum	1	<i>Non-Shift</i>
Manager Produksi	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian Proses	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi <i>Operation</i>	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Utilitas	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian <i>Quality Control</i>	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Laboratorium	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi K3 dan Lingkungan	1	<i>Non-Shift</i>
Ahli K3	2	<i>Non-Shift</i>
ahli lingkungan	2	<i>Non-Shift</i>
manajer teknik	1	<i>Non-Shift</i>
kepala bagian <i>maintenance</i>	1	<i>Non-Shift</i>
kepala seksi planning & support	1	<i>Non-Shift</i>
kepala seksi <i>execution</i>	1	<i>Non-Shift</i>
kepala bagian <i>teknologi</i>	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi IT	1	<i>Non-Shift</i>
Ahli IT	4	<i>Non-Shift</i>
Kepala seksi instrumentasi	1	<i>Non-Shift</i>
Manajer keuangan	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris manajer keuangan	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala bagian pendanaan proses	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala seksi administrative	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala seksi akuntansi	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala bagian pendapatan	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala seksi administrative	1	<i>Non-Shift</i>

Sekretaris	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala seksi akuntansi	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris	1	<i>Non-Shift</i>
Manajer SDM dan umum	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian Pemasaran dan Pengadaan	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala seksi pemasaran	1	<i>Non-Shift</i>
Bagian Penjualan dan promosi	2	<i>Non-Shift</i>
Bagian pergudangan	2	<i>Non-Shift</i>
Kepala bagian umum	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala seksi personalia	1	<i>Non-Shift</i>
Bagian humas	2	<i>Non-Shift</i>
Bagian kepegawaian	2	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Pelayanan dan Umum	1	<i>Non-Shift</i>
Jumlah Karyawan	50	

8.6 Sistem Penggajian

Sistem penggajian karyawan dalam perusahaan didasarkan pada jawaban, tingkat Pendidikan, keahlian dan resiko kerja. Berdasarkan Peraturan Menteri Tenaga Kerja Republik Indonesia No. 18 Tahun 2022, jumlah Upah Minimum Rata-rata (UMR) Cilegon adalah sebesar Rp.4.815.102. Pada tabel dibawah ini dapat dilihat perincian gaji karyawan pabrik metil akrilat sebagai berikut:

Tabel 8.7 Perincian Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total (Rp)
1	Direktur perusahaan	1	50.000.000,00	50.000.000,00
2	General manager	1	40.000.000,00	40.000.000,00
3	Manager	4	30.000.000,00	120.000.000,00
4	Sekretaris umum	1	20.000.000,00	20.000.000,00

5	Kabag	8	20.000.000,00	160.000.000,00
6	Kasi	16	15.000.000,00	240.000.000,00
7	Sekretaris manager	1	8.000.000,00	8.000.000,00
8	Operator kontrol	28	7.000.000,00	196.000.000,00
9	Operator lapangan	36	6.500.000,00	234.000.000,00
10	Analisis	8	4.500.000,00	21.000.000,00
11	Ahli K3	8	6.500.000,00	52.000.000,00
12	Ahli lingkungan	8	6.500.000,00	52.000.000,00
13	<i>Engineer</i>	8	11.000.000,00	88.000.000,00
14	Staff	12	4.000.000,00	28.000.000,00
15	Ahli IT	3	6.500.000,00	19.500.000,00
16	Instrumentasi	6	7.000.000,00	42.000.000,00
17	Dokter	4	8.000.000,00	40.000.000,00
18	Perawat	8	4.300.000,00	34.400.000,00
19	Satpam	12	3.100.000,00	37.200.000,00
20	Pemadam kebakaran	12	2.900.000,00	23.200.000,00
21	Supir	4	3.000.000,00	12.000.000,00
22	Penjaga gudang	12	3.000.000,00	36.000.000,00
23	Staff bagian	14	4.000.000,00	56.000.000,00
24	Sekretaris	4	4.000.000,00	16.000.000,00
Total		210		1.642.700.000,00

8.7 Jaminan dan Fasilitas Tenaga Kerja

Badan Penyelenggaran Jaminan Sosial (BPJS) Ketenagakerjaan merupakan suatu perlindungan bagi tenaga kerja dalam bentuk santunan berupa uang sebagai pengganti sebagian dari penghasilan yang hilang atau berkurang sebagai akibat dari peristiwa-peristiwa tertentu sewaktu menjalankan pekerjaanya.

1. Ruang Lingkup

Sesuai dengan Undang-undang No. 24/2011, termasuk peraturan pelaksanaannya perusahaan mengikutsertakan setiap karyawannya dalam program Badan Penyelenggaraan Jaminan Sosial (BPJS) Ketenagakerjaan yang meliputi:

- a. Jaminan kesehatan kerja
- b. Jaminan kematian
- c. Jaminan hari tua
- d. Perusahaan menyediakan jaminan kesehatan karyawan melalui Program Bantuan Kesehatan

2. Iuran

- a. Iuran kecelakaan kerja dan kematian ditanggung oleh perusahaan
 - b. Iuran jaminan hari tua akan ditanggung oleh perusahaan sebesar 3,7% dan ditanggung oleh karyawan sendiri sebesar 2% dari gaji bulanan yang dibayarkan langsung oleh perusahaan ke kantor BPJS Ketenagakerjaan.
 - c. Perhitungan iuran dapat berubah dengan ketetapan pemerintah yang berlaku
- Peningkatan efektifitas kerja pada perusahaan dilakukan dengan cara pemberian fasilitas untuk kesejahteraan karyawan. Upaya yang dilakukan selain memberikan upah resmi adalah memberikan beberapa fasilitas lain kepada setiap tenaga kerja berupa:

1. Fasilitas cuti tahunan selama 12 hari.
2. Fasilitas cuti sakit berdasarkan surat keterangan dokter.
3. Tunjangan hari raya dan bonus berdasarkan jabatan.
4. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja lebih dari jumlah jam kerja pokok.

5. Fasilitas asuransi tenaga kerja, meliputi tunjangan kecelakaan kerja dan tunjangan kematian, yang diberikan kepada keluarga tenaga kerja yang meninggal dunia baik karena kecelakaan sewaktu bekerja.
6. Pelayanan kesehatan berupa biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit akibat kecelakaan kerja.
7. Penyediaan kantin, tempat ibadah, dan sarana olahraga.
8. Penyediaan seragam dan alat-alat pengaman (sepatu dan sarung tangan).
9. *Family Gathering Party* (acara berkumpul semua karyawan dan keluarga) setiap satu tahun sekali.
10. Bonus 1% dari keuntungan perusahaan akan didistribusikan untuk seluruh karyawan.

8.8 Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3)

Keselamatan dan kesehatan kerja (K3) merupakan syarat mutlak yang harus dilaksanakan dalam suatu perusahaan sebagai usaha untuk mencegah dan mengendalikan kerugian yang diakibatkan dari adanya kecelakaan, kebakaran, kerusakan harta benda perusahaan dan kerusakan lingkungan serta bahaya-bahaya lainnya. Keselamatan dan kesehatan kerja harus mendapatkan perhatian yang lebih pada suatu pabrik terutama dalam studi pembuatan *metil akrilat* dari bahan *asam akrilat* dan *methanol*. Hal tersebut menyangkut kesehatan dan keselamatan kerja para karyawan dan keselamatan peralatan. Sebab dengan kesehatan kerja yang sangat baik akan membuat karyawan bekerja dengan baik karena para karyawan merasa nyaman dalam menjalankan tugasnya, sebaliknya apabila lingkungan kerja kurang baik misalnya ventilasi yang kurang baik, penerangan dan kebersihan yang

kurang memadai, ruangan yang sangat padat, serta suhu yang sangat panas akan mengakibatkan menurunnya produktivitas kerja karyawan. Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) menjadi aspek yang sangat penting dalam setiap pekerjaan yang direncanakan di pabrik *beta-propiolactone*, agar tercipta lingkungan kerja yang aman, sehat, dan berbudaya K3.

1. Sasaran K3

Pelaksanaan tugas dalam keselamatan dan kesehatan kerja berdasarkan:

- a. Memenuhi Undang-Undang No.1 tahun 1970 tentang keselamatan kerja.
Misi dari Undang-Undang ini adalah integrasi K3 di dalam semua fungsi atau bidang kegiatan di dalam perusahaan dan menerapkan standar operating prosedur di segala bidang kegiatan perusahaan. Tujuan yang ingin dicapai adalah mencapai tujuan perusahaan dan mengembangkan usaha disertai nihil kecelakaan.
- b. Memenuhi Permenaker No. PER/05/MEN/1996 tentang Sistem Manajemen Keselamatan dan Kesehatan Kerja.
- c. PP No. 29/1986 Mengenai ketentuan AMDAL yang dikeluarkan oleh Menteri Negara Kelestarian Lingkungan Hidup
Tujuan dari keselamatan dan kesehatan kerja adalah sebagai berikut:
 - a. Agar setiap pegawai/tenaga kerja mendapat jaminan keselamatan dan kesehatan kerja baik secara fisik, sosial, dan psikologis.
 - b. Agar setiap perlengkapan dan peralatan kerja digunakan sebaik-baiknya, selektif mungkin.
 - c. Agar semua hasil produksi dipelihara keamanannya.

- d. Agar adanya jaminan atas pemeliharaan dan peningkatan kesehatan gizi pegawai/tenaga kerja.
- e. Agar meningkatkan kegairahan, keserasian kerja, dan partisipasi kerja.
- f. Agar terhindar dari gangguan kesehatan yang disebabkan oleh lingkungan atau kondisi kerja.
- g. Agar setiap pegawai/tenaga kerja merasa aman dan terlindungi dalam bekerja

Dalam meminimalkan terjadinya kecelakaan kerja pabrik *metil akrilat* dari karbonilasi asam akrilat dan methanol ada beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu:

- a. Bangunan pabrik

Bangunan gedung beserta alat-alat konstruksinya harus memenuhi persyaratan yang telah direkomendasikan oleh para ahli yang bersangkutan untuk menghindari bahaya-bahaya kebakaran, kerusakan akibat cuaca, gempa, petir, banjir dan lain sebagainya. Lingkungan sekitar pabrik harus dapat memberikan rasa aman dan nyaman bagi para pekerja serta penduduk sekitarnya. Jangan sampai kehadiran pabrik tersebut malah menimbulkan pencemaran bagi lingkungan sekitar sehingga mengakibatkan ketidaknyamanan bagi penduduk sekitar.

- b. Ventilasi

Ruang kerja harus cukup luas, tidak membatasi atau membahayakan gerak pekerja, serta dilengkapi dengan sistem ventilasi yang baik sesuai dengan kondisi tempat kerjanya, sehingga pekerja dapat bekerja leluasa, aman, nyaman, karena selalu mendapatkan udara yang bersih.

- c. Alat-alat bergerak

Alat-alat berputar atau bergerak seperti motor pada pompa ataupun kipas dalam *blower*, motor pada pengaduk harus selalu berada dalam keadaan tertutup, minimal diberi penutup pada bagian yang bergerak, serta harus diberi jarak yang cukup dengan peralatan yang lainnya, sehingga bila terjadi kerusakan akan dapat diperbaiki dengan mudah

d. Peralatan yang menggunakan sistem perpindahan panas

Peralatan yang memakai sistem perpindahan panas harus diberi isolator, misalnya: *Boiler*, *Condenser*, *Heater* dan sebagainya. Disamping itu di dalam perancangan faktor keselamatan (*safety factor*) harus diutamakan, antara lain dalam hal pengelasan (pemilihan sambungan las), faktor korosi, tekanan (*stress*). Hal ini memegang peranan penting dalam mencegah terjadinya kecelakaan kerja, efisiensi dan produktivitas operasional, terutama untuk mencegah kehilangan panas pada alat-alat tersebut. Selain itu harus diupayakan agar suhu ruangan tidak terlalu tinggi dengan jalan memberi ruang (*space*) yang cukup untuk peralatan, mencegah kebocoran *steam* yang terlalu besar, serta pemasangan alat-alat kontrol yang sesuai.

e. Sistem perpipaan

Pipa-pipa harus dipasang secara efektif supaya mudah menghantarkan fluida proses atau utilitas tanpa adanya kehilangan energi atau massa, dalam waktu yang tepat. Pipa-pipa tersebut juga harus diletakkan di tempat yang terjangkau dan aman sehingga mudah diperbaiki dan dipasang. Untuk pipa yang dilalui fluida panas harus diberi isolasi (berupa sabut atau asbes) dan diberi sambungan yang dapat memberikan fleksibilitas seperti (*U-bed*), juga pemilihan *valve* yang sesuai untuk menghindari peledakan yang diakibatkan oleh pemuaian pipa

f. Sistem kelistrikan

Pencahayaan di dalam ruangan harus cukup baik dan tidak menyilaukan agar para pekerja dapat bekerja dengan baik dan nyaman. Setiap peralatan yang dioperasikan secara elektrik harus dilengkapi dengan pemutusan arus (sekering) otomatis serta dihubungkan dengan tanah (*ground*) dalam bentuk arde, untuk menjaga apabila sewaktu-waktu terjadi hubungan singkat. Pemeriksaan peralatan listrik secara teratur perlu dilakukan.

g. Karyawan

Seluruh karyawan dan pekerja, terutama yang menangani unit-unit vital, hendaknya diberi pengetahuan dan pelatihan khusus dalam bidang masing-masing, juga dalam bidang kesehatan dan keselamatan kerja secara umum. Disamping itu pihak pabrik harus gencar memberikan penyuluhan tentang Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3), baik secara lisan maupun secara tertulis (berupa tanda-tanda bahaya/larangan serta peraturan pengoperasian peralatan yang baik dan benar pada tiap-tiap alat terutama yang berisiko tinggi). Dengan demikian diharapkan para karyawan akan mampu menangani kondisi darurat yang dapat terjadi sewaktu-waktu, setidaknya pada tahap awal.

Sesuai dengan Peraturan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia Nomor Peraturan 08 Tahun 2010 yang menerangkan bahwa Alat Pelindung Diri yang selanjutnya disingkat APD adalah suatu alat yang mempunyai kemampuan untuk melindungi seseorang yang fungsinya mengisolasi sebagian atau seluruh tubuh dari potensi bahaya di tempat kerja. Pengusaha wajib menyediakan APD bagi pekerja/buruh di tempat kerja dan harus sesuai dengan Standar Nasional Indonesia (SNI) atau standar yang berlaku seperti yang sudah diatur dalam UU No.08 tahun 2010. APD yang dimaksud meliputi:

- a. Pelindung kepala
- b. Pelindung mata dan muka
- c. Pelindung telinga
- d. Pelindung pernapasan beserta perlengkapannya.
- e. Pelindung tangan
- f. Pelindung kaki
- g. Pakaian pelindung
- h. Alat pelindung jatuh perorangan
- i. Pelampung (jika dibutuhkan)

Penjelasan jenis-jenis alat pelindung diri yang tercantum dalam Peraturan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia Nomor 08 Tahun 2010 tentang Alat Pelindung Diri yaitu :

1. Alat Pelindung Kepala

Alat pelindung kepala adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan, terantuk, kejatuhan atau terpukul benda tajam atau benda keras yang melayang atau meluncur di udara, terpapar oleh radiasi panas, api, percikan bahan-bahan kimia dan suhu yang ekstrim. Jenis alat pelindung kepala terdiri dari helm pengaman (*Safety helmet*), topi atau tudung kepala, penutup atau pengaman rambut, dan lain-lain.

2. Alat Pelindung Mata dan Muka

Alat pelindung mata dan muka adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi mata dan muka dari paparan bahan kimia berbahaya, paparan partikel-partikel yang melayang di udara dan di badan air, percikan benda-benda kecil, panas, atau uap panas, radiasi gelombang elektromagnetik, pancaran cahaya,

benturan atau pukulan benda keras atau benda tajam. Jenis alat pelindung mata dan muka terdiri dari kacamata pengaman, *goggles*, tameng muka (*face shield*), masker selam, tameng muka dan kacamata pengaman dalam kesatuan (*full face masker*).

3. Alat Pelindung Telinga

Alat pelindung telinga adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi alat pendengaran terhadap kebisingan atau tekanan. Jenis alat pelindung telinga terdiri dari sumbat telinga (*ear plug*) yang digunakan di daerah bising dengan tingkat kebisingan sampai dengan 95 dB, dan penutup telinga (*ear muff*) yang digunakan di daerah bising dengan tingkat kebisingan lebih dari 95 dB.

4. Alat Pelindung Pernafasan Beserta Perlengkapannya

Alat pelindung pernapasan beserta perlengkapannya adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi organ pernapasan dengan cara menyalurkan udara bersih dan sehat dan/atau menyaring cemaran bahan kimia, mikroorganisme, partikel yang berupa debu, kabut (*aerosol*), uap, asap, gas/fume, dan sebagainya. Jenis alat pelindung pernapasan dan perlengkapannya terdiri dari masker, *respirator*, *katrit*, *canister filter*, *Re-breather*, *Airline respirator*, *Continues Air Supply Machine (Air Hose Mask Respirator)*, tangki selam dan regulator (*Self-Contained Underwater Breathing Apparatus/SCUBA*), *Self-Contained Breathing Apparatus (SCBA)*, dan *emergency breathing apparatus*.

5. Alat Pelindung Tangan

Pelindung tangan (sarung tangan) adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi tangan dan jari-jari tangan dari pajanan api, suhu panas, suhu dingin, radiasi elektromagnetik, radiasi mengion, arus listrik, bahan kimia, benturan, pukulan dan tergores, terinfeksi zat patogen (virus/bakteri), dan jasad

renik. Jenis pelindung tangan terdiri dari sarung tangan yang terbuat dari logam, kulit, kain kanvas, kain atau kain berpelapis, karet, dan sarung tangan yang tahan bahan kimia.

6. Alat Pelindung Kaki

Alat pelindung kaki berfungsi untuk melindungi kaki dari tertimpa atau berbenturan dengan benda-benda berat, tertusuk benda tajam, terkena cairan panas atau dingin, uap panas, terpajan suhu yang ekstrim, terkena bahan kimia berbahaya dan jasad renik, tergelincir. Jenis Pelindung kaki berupa sepatu keselamatan pada pekerjaan peleburan, pengecoran logam, industri, konstruksi bangunan, pekerjaan yang berpotensi bahaya peledakan, bahaya listrik, tempat kerja yang basah atau licin, bahan kimia dan jasad renik, dan/atau bahaya binatang dan lain-lain.

7. Pakaian Pelindung

Pakaian pelindung berfungsi untuk melindungi badan sebagian atau seluruh bagian badan dari bahaya temperatur panas atau dingin yang ekstrim, api dan benda-benda panas, percikan bahan-bahan kimia, cairan dan logam panas, uap panas, benturan (*impact*) dengan mesin, peralatan dan bahan, tergores, radiasi, binatang, mikroorganisme patogen dari manusia, binatang, tumbuhan dan lingkungan seperti virus, bakteri dan jamur. Jenis pakaian pelindung terdiri dari rompi (*Vests*), celemek (*Apron/Coveralls*), *Jacket*, dan pakaian pelindung yang menutupi sebagian atau seluruh bagian badan.

8. Alat Pelindung Jatuh Perorangan

Alat pelindung jatuh perorangan berfungsi membatasi gerak pekerja agar tidak masuk ke tempat yang mempunyai potensi jatuh atau menjaga pekerja berada pada posisi kerja yang diinginkan dalam keadaan miring maupun tergantung dan

menahan serta membatasi pekerja jatuh sehingga tidak membentur lantai dasar. Jenis alat pelindung jatuh perorangan terdiri dari sabuk pengaman tubuh (*harness*), karabiner, tali koneksi (*lanyard*), tali pengaman (*safety rope*), alat penjepit tali (*rope clamp*), alat penurun (*descender*), alat penahan jatuh bergerak (*mobile fall arrester*), dan lain-lain.

9. Pelampung

Pelampung berfungsi melindungi pengguna yang bekerja di atas air atau dipermukaan air agar terhindar dari bahaya tenggelam dan atau mengatur keterapungan (*buoyancy*) pengguna agar dapat berada pada posisi tenggelam (*negative buoyant*) atau melayang (*neutral buoyant*) di dalam air. Jenis pelampung terdiri dari jaket keselamatan (*life jacket*), rompi keselamatan (*life vest*), rompi pengatur keterapungan (*buoyancy control device*).

Pada area produksi *metil akrilat* dari karbonilasi asam akrilat dan methanol pekerja/karyawan diwajibkan menggunakan alat pelindung diri. Alat pelindung diri untuk karyawan yang harus diperhatikan dalam pabrik demi keselamatan kerja yaitu:

Tabel 8.8 Alat Pelindung Diri

No.	Nama Alat	Fungsi	Area	Gambar
1	<i>Welding mask</i> atau <i>welding glasses</i>	sebagai pencegahan awal jika terjadi adanya kebocoran pada pipa penghubung pompa yang jika terkena mata akan	Pompa, Reaktor, <i>heat exchanger</i> , utilitas	

		menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan		
2	Sarung tangan karet	untuk melindungi tangan dari bahaya listrik, larutan asam atau basa yang bersifat korosif	Pompa, Perpipaan, reaktor, <i>heat</i> <i>exchanger</i>	
3	Sepatu pengaman (<i>safety</i> <i>shoes</i>)	untuk melindungi kaki dari bahaya panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif dan terlindung dari kebocoran tangki	Pompa (Jenis Sepatu Metatarsal), Perpipaan(Jenis Sepatu Metatarsal), reaktor (Jenis Sepatu Metatarsal), <i>heat</i> <i>exchanger</i> (Jenis sepatu Electrical hazard), utilitas (Jenis sepatu Electrical hazard)	

4 *Safety helmet* melindungi kepala dari bahaya terpercik aliran panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pompa atau pipa



5 *Dust respirator* sebagai masker untuk melindungi organ pernapasan apabila terjadi kebocoran gas



6 Baju pelindung sebagai pelindung badan Pompa, perpipaan, reaktor, *heat exchanger*, utilitas



7 *Ear plug Ear muff* (Dapat menahan suara sampai 39dB) (dapat menahan suara sampai 41dB)



8.9 Instrumentasi

Alat instrumentasi merupakan salah satu bagian yang paling penting dalam suatu pabrik. Instrumentasi adalah rangkaian peralatan yang dipakai di dalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Secara umum, kerja dari alat-alat instrumentasi dapat dibagi dua bagian yaitu operasi secara manual dan operasi secara otomatis. Penggunaan instrumen pada suatu peralatan proses bergantung pada pertimbangan ekonomis dan sistem peralatan itu sendiri. Pada pemakaian alat-alat instrumentasi juga harus ditentukan apakah alat-alat itu dapat dipasang pada peralatan proses (*manual control*) atau disatukan dalam suatu ruang kontrol yang dihubungkan dengan bagian peralatan (*automatic control*) (Perry, 1999).

Fungsi instrumen adalah sebagai pengontrol, penunjuk (*indicator*), pencatat (*recorder*), dan pemberi tanda bahaya (*alarm*). Instrumen bekerja dengan tenaga mekanik atau tenaga listrik dan pengontrolannya dapat dilakukan secara manual atau otomatis. Instrumen digunakan dalam industri kimia untuk mengukur variabel-variabel proses seperti temperatur, tekanan, densitas, viskositas, panas spesifik, konduktifitas, pH, kelembaman, titik embun, tinggi cairan (*liquid level*), laju alir, komposisi, dan *moisture content*. Instrumen-instrumen tersebut mempunyai tingkat batasan operasi sesuai dengan kebutuhan pengolahan (Timmerhaus, 2004)

Semua peralatan tersebut harus dilengkapi dengan alat pengendali yang bertujuan untuk menjaga proses dalam pabrik terus beroperasi secara optimal sesuai dengan perhitungan dan perencanaan, teknis umum, kondisi ekonomi dan sosial yang ditentukan, sehingga dapat menghasilkan produk yang sesuai dengan kualitas dan kapasitas yang diharapkan. Hal ini tentu saja dapat menjaga efisiensi biaya

operasi dalam pabrik. Pengendalian juga bertujuan mengurangi pengaruh gangguan eksternal (*disturbance*) sehingga proses tetap stabil dan menjaga agar yang digunakan agar tidak cepat rusak.

Pemasangan instrumentasi pada peralatan proses bertujuan:

- a. Mengetahui dengan cepat adanya gangguan, kerusakan, dan kesalahan dalam operasi.
- b. Menjaga kondisi operasi suatu peralatan berada pada kondisi aman.
- c. Menekan biaya produksi serendah mungkin.
- d. Menjaga kualitas produk yang baik dan sesuai dengan *standart* yang ditetapkan.
- e. Membantu mempermudah pengoperasian alat.
- f. Lebih menjamin keselamatan dan efisiensi kerja.

Proses pengaturan *pneumatik* memerlukan sumber udara tekan atau gas tekan. Udara tekan harus tetap tekanannya, untuk diperlukan suatu alat tambahan, yaitu regulator. Disamping itu diperlukan penyaring udara yang bebas debu, uap air, dan oli. Kadang-kadang diperlukan suatu pelumas untuk beberapa jenis *valve*. Untuk memberikan kebutuhan udara pada instrumen, umumnya mengikuti tahapan-tahapan berikut:

1. Udara dikompresi dengan kondisi yang siap pakai.
2. Tekanan udara didistribusikan ke instrumen-instrumen.
3. Pengaturan tekanan akhir udara yang diberikan pada instrumen.

Suatu sistem *alarm* memiliki bagian-bagian utama, yaitu sensor, bagian transmisi, dan bagian aktuator. Terdapat dua fungsi sistem *alarm*, yaitu memberikan peringatan dalam bentuk suara atau cahaya dan memberikan atau

melakukan intervensi terhadap perlakuan akhir dalam suatu proses. Jika tidak terdapat kesempatan untuk melakukan perbaikan maka langsung terjadi *shutdown*, hal itu dilakukan apabila sistem menghendakinya. Hal ini sangat berguna apabila tindakan operator tidak dapat mengimbangi kecepatan proses.

Sensor pada sistem *alarm* biasanya berbentuk suatu *switch* dengan berbagai macam desain. *Swicth* tersebut merupakan alat pengukur variabel tertentu dan *setting* pada harga tertentu sesuai dengan kepekaannya. *Swicth* akan berfungsi apabila harga akan berfungsi dan apabila harga yang telah ditetapkan dicapai oleh variabel yang diukur. *Swicth* yang dipasang mungkin berada pada kondisi *on* atau *off*. Penempatan *Swicth* tersebut dalam keperluannya terdapat dua kemungkinan, yaitu *Swicth* dipasangkan dalam proses atau *Swicth* dipasangkan pada sinyal transmisi (tidak langsung proses).

Sinyal yang diterima oleh *Swicth* akan diteruskan melalui suatu sistem transmisi. Ujung transmisi ini terdapat pada bagian sentral yang menerima dan mengelola sinyal. Sinyal tersebut akan diubah menjadi sinyal *alarm* atau tanda peringatan yang akan menggerakkan bagian aktuator untuk *shutdown*. Bentuk peringatan suara terutama ditunjukkan untuk operator yang berada jauh dari tempat *annunciator*.

Sistem *alarm* juga dapat berfungsi sebagai pengontrol. Karena fungsinya yang penting syarat utama untuk suatu sistem *alarm* adalah memiliki kehandalan dan kepekaan yang tinggi. Oleh karena itu, diperlukan sistem pengujian yang baik dengan komponen-komponen pembentuk yang dapat diandalkan. Prinsip kerja yang paling mendasar dari sistem *alarm* adalah:

1. *Switch* yang bertugas sebagai sensor akan berubah kondisinya apabila proses menjadi abnormal sehingga *alarm* suara akan berbunyi dan lampu tanda peringatan akan menyala.
2. Operator akan memberikan reaksi dengan cara menghentikan bunyi *alarm* sedangkan lampu tanda peringatan tetap menyala.
3. Tim pemelihara dan perbaikan (*maintenance*) akan melakukan tindakan sehingga *switch* kembali pada keadaan normal, lampu tanda peringatan akan mati.
4. Seluruh sistem akan siap untuk melakukan fungsinya kembali.

Alat-alat kontrol yang banyak digunakan dalam bidang industri:

1. Pengatur suhu (*temperature*)
 - a. *Temperature controller* berfungsi untuk mengendalikan dan mengatur temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.
 - b. *Temperature indicator* berfungsi untuk mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat tersebut
 - c. *Temperature indicator controller* berfungsi untuk mencatat dan mengendalikan temperatur operasi.
2. Pengatur tekanan (*pressure*)
 - a. *Pressure controller* berfungsi untuk mengendalikan tekanan pada alat secara terus menerus sesuai dengan kondisi yang diminta
 - b. *Pressure indicator* berfungsi untuk mengetahui tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta

- c. *Pressure indicator controller* berfungsi untuk mencatat dan mengendalikan tekanan dalam alat secara terus-menerus sesuai dengan kondisi yang diminta.
- 3. Pengatur aliran (*flow*)
 - a. *Flow recorder* berfungsi untuk mencatat dan mengatur debit aliran dalam alat secara terus menerus
 - b. *Flow recorder controller* berfungsi untuk mencatat dan mengatur debit aliran cairan secara terus menerus.
- 4. Pengatur tinggi cairan (*level*)
 - a. *Level indicator* berfungsi untuk mengetahui tinggi cairan dalam suatu alat
 - b. *Level controller* berfungsi untuk mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat sehingga tidak melebihi atau kurang dari batas yang ditentukan
 - c. *Level indicator controller* berfungsi untuk mencatat dan mengatur serta mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat.

Faktor-faktor yang harus diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi adalah:

- 1. *Sensitivity*
- 2. *Readability*
- 3. *Accuracy*
- 4. *Precision*
- 5. Faktor-faktor ekonomi
- 6. Bahan konstruksi dan pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi tertentu.

Alat-alat kontrol yang berada di pasaran sangat beragam untuk itu diperlukan kriteria yang akan digunakan pada pabrik *metil akrilat* dari karbonilasi asam akrilat dan methanol yaitu:

1. Mudah dalam perawatan maupun perbaikan jika terjadi kerusakan.
2. Suku cadang mudah diperoleh
3. Mudah dalam pengoperasian
4. Harga lebih murah dan kualitas yang cukup memadai

Sistem pengontrolan yang dipasang pada peralatan pabrik *metil akrilat* dari asam akrilat dan methanol sebagai berikut:

Tabel 8.9 Sistem Pengontrolan pada Pabrik

No.	Nama Alat	Kode Alat	Instrumentasi
1.	Reaktor	R-01	<i>Temperature controller</i> <i>Pressure Indicator</i> <i>Flow controller</i>
2.	<i>Heater</i>	HE-01, HE-02	<i>Temperature controller</i>
3.	<i>Cooler</i>	CO-01 dan CO-02	<i>Temperature controller</i>
4.	Pompa	P-01, P-02, P-03, P-04, P-05, P-06, P-07, P-08, P-09, P-10, dan P-11	<i>Flow controller</i> <i>Pressure controller</i>
5.	Kompresor	COM-01, COM-02, dan COM-03	<i>Flow controller</i> <i>Pressure controller</i> <i>Temperature controller</i>
6.	Tangki	T-01, T-02, T-03, dan T-04	<i>Flow controller</i> <i>Pressure controller</i> <i>Temperature controller</i> <i>Level controller</i>
7.	Kolom Destilasi	KD-01	<i>Temperature controller</i>

			<i>Pressure controller</i>
			<i>Flow controller</i>
8.	<i>Total Condensor</i>	TC-01	<i>Temperature controller</i>
			<i>Pressure controller</i>
			<i>Flow controller</i>
			<i>Level controller</i>
9.	<i>Accumulator</i>	ACC-01	<i>Temperature controller</i>
			<i>Pressure controller</i>
			<i>Flow controller</i>
			<i>Level controller</i>
10.	<i>Reboiler</i>	RB-01	<i>Temperature controller</i>
			<i>Pressure controller</i>
			<i>Flow controller</i>
			<i>Level controller</i>
11.	<i>Flash Drum</i>	FD-01	<i>Temperature Controller</i>
			<i>Flow controller</i>
			<i>Temperature controller</i>
12.	<i>Evaporator</i>	EVP-01	<i>Temperature controller</i>
			<i>Pressure controller</i>
			<i>Flow controller</i>
			<i>Level controller</i>

BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH

Di dalam industri, akan terdapat buangan berupa zat-zat sisa yang tidak dapat digunakan yang berasal dari suatu proses produksi, baik itu industri maupun domestik (rumah tangga) atau sering disebut dengan limbah. Limbah dapat digolongkan menjadi 2 jenis, yaitu:

9.1 Limbah B3 (Bahan Berbahaya dan Beracun)

Limbah jenis ini adalah limbah yang mengandung bahan-bahan yang berpotensi membahayakan kesehatan manusia maupun lingkungan hidup jika tidak dikelola dengan benar. Pengelolaan limbah B3 harus dilakukan dengan hati-hati dan sesuai dengan peraturan yang berlaku. Hal ini termasuk dalam hal pengumpulan, penyimpanan, transportasi, pengolahan, dan pembuangan akhir limbah B3. Tujuan utama dari pengelolaan limbah B3 adalah untuk melindungi kesehatan manusia dan lingkungan hidup dari efek negatif yang dapat ditimbulkan oleh limbah berbahaya tersebut. Karakteristik limbah B3 yaitu mudah meledak, mudah terbakar, bersifat reaktif, beracun menyebabkan infeksi dan bersifat korosif.

Pada prarancangan pabrik metil akrilat ini, menghasilkan beberapa limbah B3. Berikut penjelasan mengenai limbah yang dihasilkan dari pabrik metil akrilat ini adalah limbah yang berasal dari poliklinik seperti limbah medis, limbah bengkel seperti oli dan aki, limbah dari labortaorium, dan limbah dari perkantoran seperti tinta. Berdasarkan Peraturan Dinas Lingkungan Hidup dan Kehutanan Tahun 2016 tentang Pengelolaan Limbah Bahan Berbahaya dan Beracun menyatakan tata cara

penimbunan Limbah B3 di fasilitas penimbunan akhir. Berdasarkan peraturan tersebut, maka limbah Berbahaya dan Beracun (B3) ini akan di kumpulkan di TPS dan selanjutnya diserahkan langsung kepada pihak ketiga.

9.2 Limbah Non B3 (Non Bahan Berbahaya dan Beracun)

Limbah ini merupakan jenis limbah yang tidak mengandung bahan-bahan yang memiliki sifat berbahaya atau berpotensi membahayakan kesehatan manusia maupun lingkungan hidup secara langsung. Limbah non B3 dapat berasal dari berbagai sumber, seperti limbah domestik (rumah tangga) dan limbah industri yang tidak mengandung bahan berbahaya.

Pada prarancangan pabrik metil akrilat ini, menghasilkan beberapa limbah yang tidak tergolong limbah B3 (non B3) seperti sisa-sisa makanan dari kantin atau restoran pabrik, limbah padat seperti kertas, kardus, plastik, atau kain yang tidak terkontaminasi oleh bahan berbahaya, dan limbah cair domestik (rumah tangga). Limbah cair domestik akan diolah di unit pengolahan air limbah.

Menurut Peraturan Menteri Lingkungan Hidup Republik Indonesia No.5 Tahun 2014 tentang baku mutu air limbah bagi industri dapat dilihat pada Tabel 9.1

Tabel 9.1 Baku Mutu Air Limbah

Parameter	Satuan	Kadar Maksimum
Ph	-	6-9
BOD	mg/L	100
COD	mg/L	200
TSS	mg/L	150
Minyak dan Lemak	mg/L	15

Fenol	mg/L	1
Cr	mg/L	1
Cu	mg/L	3
Zn	mg/L	10
Ni	mg/L	0,5
Kuantitas Air Limbah Paling Tinggi	m ³ /ton bahan baku	0,6

(Sumber: PMLH, 2014)

Limbah cair pada pabrik Metil akrilat ini berasal dari buangan limbah cair oleh karyawan pabrik. Limbah cair ini merupakan limbah cair domestik, yang harus diolah sesuai dengan prosedur (Gambar 9.1).



Gambar 9.1 Diagram air pengolahan limbah cair

Limbah cair domestik berasal dari buangan limbah cair oleh karyawan pabrik. Menurut SNI 03-7065-2005 diperhitungkan bahwa karyawan dapat mengkonsumsi air sebanyak 120 liter/pegawai/hari dan limbah yang dihasilkan sebesar 80% dari air yang dikonsumsi.

$$\begin{aligned}\text{Limbah Cair Domestik} &= 213 \text{ orang} \times 120 \text{ liter/pegawai/hari} \times 80\% \\ &= 20.448 \text{ liter/hari} \\ &= 20,4480 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

Kapasitas IPAL yang direncanakan pada pabrik metil akrilat adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Pengolahan} &= 20,4480 \text{ m}^3/\text{hari} \\ \text{BOD air limbah rata-rata} &= 300 \text{ mg/liter} \\ \text{Konsentrasi SS} &= 300 \text{ mg/liter} \\ \text{Total efisiensi pengolahan} &= 85 - 90 \% \\ \text{BOD air olahan} &= 30 \text{ mg/l} \\ \text{SS air olahan} &= 30 \text{ mg/l}\end{aligned}$$

Berikut desain alat pengolahan limbah cair dari pabrik metil akrilat:

1. Desain bak pemisah minyak

Bak pemisah minyak (*grease removal*) yang direncanakan adalah dengan aliran gravitasi sederhana. Bak ini dilengkapi dengan *bar screen* pada bagian *inletnya*.

$$\text{Kapasitas pengolahan} = 20,4480 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{Kriteria perencanaan} = \text{retention time} = \pm 30 \text{ menit} \quad (\text{Said, 2006})$$

$$\begin{aligned}\text{Volume bak} &= \frac{30}{60 \times 24} \text{ hari} \times 20,4480 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 0,4260 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dimensi bak direncanakan :

Panjang	= 0,8 m
Lebar	= 0,6 m
Tinggi	= 1,1 m
Ruang bebas	= 0,5 m
Tebal dinding	= 0,2 m
Volume efektif	= 0,5280 m ³
Konstruksi	= Beton K300

2. Desain bak equalisasi

Waktu tinggal di dalam bak (HRT) = 2 - 8 jam (Said, 2006)

Ditetapkan: waktu tinggal (td) limbah di dalam bak equalisasi, 2 jam

$$\begin{aligned}\text{Volume bak diperlukan} &= \frac{2}{24} \text{ hari} \times 20,4480 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 1,704 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dimensi Bak direncanakan :

Panjang	= 1,6 m
Lebar	= 1,3 m
Tinggi	= 0,9 m
Ruang bebas	= 0,5 m
Tebal dinding	= 0,2 m
Volume efektif	= 1,872 m ³
Konstruksi	= Beton K275

3. Desain bak pengendapan awal

Debit air limbah	= 20,4480 m ³ /hari
BOD masuk	= 300 mg/liter
Efisiensi	= 25 %

BOD keluar = 225 mg/liter

Waktu tinggal di dalam bak (HRT) = 2 - 8 jam (Said, 2006)

Ditetapkan : waktu tinggal (td) limbah di dalam bak equalisasi, 2 jam

$$\begin{aligned}\text{Volume bak diperlukan} &= \frac{2}{24} \text{ hari} \times 20,4480 \frac{\text{m}^3}{\text{hari}} \\ &= 1,7040 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dimensi Bak direncanakan :

Panjang = 1,3 m

Lebar = 0,9 m

Tinggi = 1,5 m

Ruang bebas = 0,7 m

Tebal dinding = 0,2 cm

Volume efektif = 1,755 m³

Konstruksi = Beton K275

4. Bak Biofilter Anaerob

Debit air limbah = 20,4480 m³/hari

BOD masuk = 225 mg/liter

Efisiensi = 80 %

BOD keluar = 75 mg/liter

Untuk pengolahan air dengan proses biofilter standar beban BOD per volume media 0,4 – 4,7 Kg BOD/m³ hari (Said, 2006).

Ditetapkan beban BOD yang digunakan = 3 Kg BOD/m³.hari.

Beban BOD di dalam air limbah:

Beban BOD = 4600,8000 g/hari

= 4,6008 kg/hari

$$\begin{aligned}
 \text{Volume media yang diperlukan} &= \frac{4,6008/\text{hari}}{3 \text{ kgBOD}/\text{m}^3 \cdot \text{hari}} \\
 &= 1,5336 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume media} &= 40 \% \text{ dari total volume reaktor} \\
 \text{Volume reaktor diperlukan} &= \frac{100}{40} \times 1,5336 \text{ m}^3 \\
 &= 3,8340 \text{ m}^3 \\
 \text{Waktu tinggal di reaktor anaerob} &= \frac{3,6540 \text{ m}^3}{20,4480 \text{ m}^3/\text{hari}} \\
 &= 0,1875 \text{ Hari} \\
 &= 4,5 \text{ Jam}
 \end{aligned}$$

5. Dimensi Bak direncanakan :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang} &= 2 \text{ m} \\
 \text{Lebar} &= 1,3 \text{ m} \\
 \text{Tinggi} &= 2,0 \text{ m} \\
 \text{Ruang bebas (Free board)} &= 0,5 \text{ m} \\
 \text{Tebal dinding} &= 0,2 \text{ m} \\
 \text{Volume efektif} &= 1,68 \text{ m}^3 \\
 \text{Konstruksi} &= \text{Beton K275}
 \end{aligned}$$

Dilakukan Pengecekan pada waktu tinggal :

$$\begin{aligned}
 \text{td (jam)} &= \frac{\text{Volume efektif (m}^3\text{)}}{\text{Debit (m}^3/\text{hari)}} \\
 \text{td} &= \frac{1,68 \text{ m}^3}{20,4480 \frac{\text{m}^3}{\text{hari}}} \\
 &= 0,0822 \text{ Hari} \\
 &= 1,9718 \text{ Jam} \\
 \text{Jadi, waktu tinggal di dalam bak} &= 1,9718 \text{ Jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Beban BOD per volume media} &= \frac{4,6008 \text{ kg} \frac{\text{BOD}}{\text{hari}}}{(1,4 \times 0,6 \times 2,0) \text{ m}^3} \\
 &= 2,7386 \text{ Kg BOD/m}^3 \cdot \text{Hari} \\
 \text{Standar high rate trickling filter} &= 0,4 - 4,7 \text{ Kg BOD/m}^3 \cdot \text{Hari} \\
 &\quad (\text{Ebie, 1995})
 \end{aligned}$$

6. Bak Biofilter Aerob

$$\begin{aligned}
 \text{Debit air limbah} &= 20,4480 \text{ m}^3/\text{hari} \\
 \text{BOD masuk} &= 75 \text{ mg/liter} \\
 \text{Efisiensi} &= 50 \% \\
 \text{BOD keluar} &= 30 \text{ mg/liter} \\
 \text{Beban BOD di dalam air limbah} &= 20,4480 \text{ m}^3/\text{hari} \times 75 \text{ g/m}^3 \\
 &= 1.533.6000 \text{ g/hari} \\
 &= 1,5336 \text{ kg/hari} \\
 \text{Jumlah BOD dihilangkan} &= \frac{50}{100} \times 1,5336 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} \\
 &= 0,7668 \text{ kg/hari} \\
 \text{Beban BOD per volume media} &= 0,4 \text{ Kg/m}^3 \cdot \text{hari} \\
 \text{Volume media yang diperlukan} &= \frac{0,7668 \frac{\text{kg}}{\text{hari}}}{0,4 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \cdot \text{hari}}} \\
 &= 1,9170 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume media} &= 50\% \text{ dari total volume reaktor.} \\
 \text{Volume reaktor yang diperlukan} &= \frac{100}{50} \times 1,9170 \text{ m}^3 \\
 &= 3,8340 \text{ m}^3 \\
 \text{Waktu tinggal di dalam reaktor aerob} &= \frac{3,8340 \text{ m}^3}{20,4480 \text{ m}^3/\text{hari}} \times 24 \text{ jam/hari}
 \end{aligned}$$

$$= 4,5000 \text{ jam}$$

Biofilter aerob terdiri dari dua ruangan yaitu ruang aerasi dan ruang *bed media*. Dimensi reaktor biofilter aerob direncanakan terdiri dari:

$$\text{Panjang} = 1,4 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 0,6 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 2,0 \text{ m}$$

$$\text{Kedalaman air efektif} = 0,5 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Ruang bebas} = 0,5 \text{ m}$$

Kebutuhan oksigen di dalam reaktor biofilter aerob sebanding dengan jumlah BOD yang dihilangkan. Jadi, kebutuhan teoritis = jumlah BOD yang dihilangkan yaitu 3 Kg/hari Faktor keamanan di tetapkan $\pm 1,4$

$$\text{Kebutuhan oksigen teoritis} = 1,4 \times 0,7668 \text{ Kg/hari}$$

$$= 1,0735 \text{ Kg/hari}$$

$$\text{Temperatur udara rata-rata} = 28 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Berat udara pada suhu } 28 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1,1725 \text{ Kg/m}^3$$

Diasumsikan jumlah oksigen di dalam udara 23.2%

Sehingga, jumlah kebutuhan oksigen teoritis

$$= \frac{1,0735 \text{ kg /hari}}{1,1725 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,232 \text{ g O}_2 / \text{g Udara}}$$

$$= 3,9465 \text{ m}^3 / \text{hari}$$

$$\text{Efisiensi difuser} = 5\%$$

$$\text{Kebutuhan Udara Aktual} = \frac{3,9465 \text{ m}^3 / \text{hari}}{0,05}$$

$$= 78,9295 \text{ m}^3 / \text{hari}$$

$$= 3,2887 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

$$= 0,0548 \frac{m^3}{menit}$$

$$= 54,8121 \text{ liter/menit}$$

Blower Udara Yang Diperlukan:

Tipe = HILBLOW 200

Kapasitas *Blower* = 52,2388 liter/menit

Head = 2500 mm – aqua

Jumlah = 3 Unit

Pipa *outlet* = $\frac{3}{4}in$

Tipe *Diffuser* = *Fine bubble diffuser*

Jika kapasitas *blower* = $0,7 \frac{m^3}{menit} \times 3 \text{ unit}$

$$= 2,1000 \frac{m^3}{menit}$$

Maka, jumlah *diffuser* yang diperlukan = $\frac{58,8121 \frac{liter}{menit}}{2.100 \frac{liter}{menit}}$

$$= 1 \text{ Buah}$$

7. Bak Pengendapan Akhir

Kapasitas Pengolahan = 20,4480 m³/hari

BOD masuk = 75 mg/liter

BOD keluar = 30 mg/liter

Waktu tinggal di dalam bak (HRT) = 2 - 5 jam (Rita, 2017)

Ditetapkan waktu tinggal (td) limbah di dalam bak equalisasi 5 jam

Volume bak yang diperlukan = $\frac{5}{24} \text{ hari} \times 20,4480 \frac{m^3}{hari}$

$$= 4,060 m^3$$

Dimensi Bak direncanakan

Panjang	= 2 m
Lebar	= 1,3 m
Kedalaman air efektif	= 0,9 m
Ruang bebas (<i>Free board</i>)	= 0.5 m
Tebal dinding	= 0,2 m
Volume efektif	= 5,2 m ³

Digunakan pengecekan pada waktu tinggal:

$$td \text{ (jam)} = \frac{Volume \text{ efektif (m}^3\text{)}}{Debit(m^3/hari)}$$

$$td = \frac{5,2 \text{ m}^3}{20,4480 \text{ m}^3/hari}$$

$$= 0,2543 \text{ Hari}$$

$$\text{Jadi, waktu tinggal di dalam bak} = 6,1033 \text{ Jam}$$

$$\text{Beban permukaan (surface loading)} = \frac{Debit (m^3)}{panjang \times lebar}$$

$$= \frac{20,4480 \frac{m^3}{hari}}{2 \text{ m} \times 1,3 \text{ m}}$$

$$= 7,8646 \frac{m^3}{m^2hari}$$

BAB X

ANALISIS EKONOMI

Analisa ekonomi bertujuan untuk mendapatkan gambaran mengenai kelayakan pendirian pabrik pembuatan metil akrilat dari segi ekonomi. Parameter yang diambil dalam menentukan layak tidaknya pendirian pabrik pembuatan metil akrilat adalah:

1. Keuntungan (*probabilitas*)
2. Lama waktu pengembalian modal
3. Total modal akhir
4. Laju pengembalian modal
5. *Break Even Point* (BEP)
6. *Shut Down Point* (SDP)

Sebelum melakukan analisa terhadap kelima hal di atas, telah dilakukan perhitungan terhadap beberapa hal berikut:

1. Modal investasi (*total capital investment*), terdiri dari modal tetap (*fixed capital investment*) dan modal kerja (*working capital*)
2. Biaya produksi (*total production cost*), terdiri dari biaya operasi (*total manufacturing cost*) dan belanja umum (*general expenses*).

Perhitungan modal investasi dan biaya produksi di atas terlampir pada lampiran D.

10.1 Keuntungan (*Profitabilitas*)

Keuntungan merupakan selisih antara penjualan (SP) dengan modal (TPC). Perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didapat dengan menghitung

Annual Cash Flow (ACF). *Annual cash flow* adalah uang tunai yang diperoleh setiap tahun yang didapat dari keuntungan setelah dipotong pajak (NPAT) ditambah *depreciation*. Kriteria kelayakan pendirian pabrik adalah persen ACF terhadap TCI yang didapat lebih besar dari bunga bank. Berikut ini perhitungan ACF.

Produksi metil akrilat	= 68.000 ton/tahun
	= 68.000.000 kg/tahun
Hasil penjualan produk per tahun	US\$ 265.359.870,9297
<i>Total Production Cost (TPC)</i>	US \$ 124.985.916,2378
	—
<i>Net Profit Before Tax (NPBT)</i>	US \$ 140.373.954,6919
<i>Income Tax (35% NPBT)</i>	US \$ 49.130.884,1422
	—
<i>Net Profit After Tax (NPAT)</i>	US \$ 91.243.070,5497
<i>Depreciation</i>	US \$ 14.641.454,0253
	+
<i>Annual Cash Flow (ACF)</i>	US \$ 105.884.524,5750

Uang tunai yang diperoleh setiap tahun (ACF) adalah sebesar US \$ 105.884.524,5750. Kelayakan keuntungan yang didapat setiap tahun dapat diketahui dari perbandingan % ACF terhadap TCI.

$$\begin{aligned}
 \% \text{ ACF terhadap TCI} &= \frac{\text{ACF}}{\text{TCI}} \times 100\% \\
 &= \frac{105.884.524,5750}{183.018.175,3158} \times 100\% \\
 &= 57,8546\%
 \end{aligned}$$

Karena % ACF terhadap TCI (57,8546%) lebih besar dari bunga bank (10%), maka dari segi keuntungan, pabrik metil akrilat ini layak didirikan.

10.2 Lama Waktu Pengembalian Modal

Lama waktu pengembalian modal dapat dilihat dari 2 hal berikut:

10.2.1 Lama pengembalian modal TCI

Total Capital Investment (TCI) adalah modal berupa uang yang diperlukan untuk mendirikan pabrik. Suatu pabrik dinyatakan layak berdiri jika modal TCI sudah dapat kembali sebelum mencapai setengah *service life* pabrik. Modal TCI dikembalikan dari ACF. Lama pengembalian modal TCI dapat dihitung dengan cara berikut:

Total Capital Investment (TCI) = US\$ 183.018.175,3158

Annual Cash Flow (ACF) = US\$ 105.884.524,5750

Bunga Modal (Bank BRI) = 10 %

Tabel 10.1 Angsuran pengembalian modal TCI

Tahun ke-	Pinjaman	Bunga	Total hutang	Angsuran	Sisa hutang
0	137.263.631,4868	-	137.263.631,4868	-	137.263.631,4868
1	137.263.631,4868	13.726.363,1487	150.989.994,6355	36.209.800,1910	114.780.194,4446
2	114.780.194,4446	11.478.019,4445	126.258.213,8890	36.209.800,1910	90.048.413,6980
TOTAL	25.204.382,5931	414.511.840,0114	72.419.600,3819	342.092.239,6294	

Dari tabel di atas dapat dihitung lama pengangsuran modal TCI:

$$\begin{aligned}
 \text{Total Capital Investement} &= \frac{\text{FCI}}{1-20\%} \\
 &= \frac{146.414.540,2526}{1-0,2} \\
 &= \text{US \$ } 183.018.175,3158
 \end{aligned}$$

(Sumber: Peter & Timmerhaus, 1991)

Modal awal yang dibutuhkan dalam pendirian pabrik metil akrilat sebesar US \$ 183.018.175,3158.

10.2.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) adalah lama pengembalian modal FCI dan bunga TCI. Suatu pabrik layak didirikan apabila nilai POT kurang dari setengah umur pabrik. Lama pengembalian modal dapat ditentukan dengan persamaan:

$$POT = \frac{FCI + \text{bunga TCI}}{ACF}$$

dengan:

FCI (*Fixed Capital Investment*) = US \$ 146.414.540,2526

Total bunga TCI = US \$ 208.222.557,9089

ACF (*Annual Cash Flow*) = US \$ 105.884.524,5750

POT (*Pay Out Time*) = $\frac{FCI + \text{bunga TCI}}{ACF}$
= 3,3493 tahun

(Sumber: Peter & Timmerhaus, 1991)

Karena POT (3,3493 tahun) kurang dari setengah umur pabrik, maka pabrik ini layak untuk didirikan.

10.3 Total Modal Akhir

Total modal akhir adalah uang tunai yang ada hingga akhir umur pabrik. Total modal akhir haruslah bernilai positif. Total modal akhir dapat dinyatakan dalam dua cara, yaitu:

10.3.1 Net Profit Over Total Life of The Project (NPOTLP)

Net Profit Over Total Life of The Project (NPOTLP) merupakan total keuntungan yang diperoleh dalam bentuk uang tunai selama umur pabrik ditambah

Capital Recovery (CR). Kriteria kelayakan NPOTLP adalah apabila nilai NPOTLP lebih besar dari TCI ditambah bunga TCI. Nilai NPOTLP dapat ditentukan dengan persamaan berikut:

$$\text{NPOTLP} = \text{CCP} + \text{CR}$$

Keterangan:

CCP = *Cummulative Cash Position*

CR = *Capital Recovery*

(Sumber: Peter & Timmerhaus, 1991)

a. *Cummulative Cash Position* (CCP)

Cummulative Cash Position (CCP) merupakan total *Annual Cash Flow* (ACF) selama umur pabrik setelah dipotong *Total Capital Investment* (TCI).

$$\text{CCP} = n \cdot \text{ACF} - \text{TCI}$$

(Sumber: Peter & Timmerhaus, 1991)

Keterangan :

n (umur pabrik) = 10 tahun

ACF (*Annual Cash Flow*) = US \$ 105.109.355,4321

TCI (*Total Capital Investment*) = US \$ 183.018.175,3158

$$\begin{aligned} \text{CCP} &= (n \times \text{ACF}) - \text{TCI} \\ &= (10 \times \text{US } \$ 105.109.355,4321) - \text{US } \$ 183.018.175,3158 \\ &= \text{US } \$ 875.827.070,4343 \end{aligned}$$

b. *Capital Recovery* (CR)

Capital Recovery (CR) adalah modal yang ada pada akhir umur pabrik. *Capital Recovery* terdiri dari *Working Capital* (WC), *Salvage Value* (SV) dan *Land* (L). Harga CR dapat ditentukan dengan persamaan:

$$\text{CR} = \text{WC} + \text{SV} + \text{L}$$

(Sumber: Peter & Timmerhaus, 1991)

Keterangan:

$$WC \text{ (Working Capital)} = \text{US \$ } 36.603.635,0632$$

$$SV \text{ (Salvage Value)} = \text{US \$ } 0,0000$$

$$L \text{ (Land)} = \text{US \$ } 13.602.429,0949$$

$$\begin{aligned} CR &= \text{US \$ } 36.603.635,0632 + \text{US \$ } 0,0000 + \text{US \$ } 13.602.429,0949 \\ &= \text{US \$ } 50.206.064,1580 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NPOTLP &= CCP + CR \\ &= \text{US \$ } 875.827.070,4343 + \text{US \$ } 50.206.064,1580 \\ &= \text{US \$ } 926.033.134,5923 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} TCI + \text{bunga} &= \text{US \$ } 183.018.175,3158 + \text{US \$ } 25.204.382,5932 \text{ (Tabel 10.1.)} \\ &= \text{US \$ } 208.222.557,9089 \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas, harga NPOTLP yang didapat sebesar US \$ 926.033.134,5923, karena nilai tersebut lebih besar dari TCI ditambah bunga TCI, yaitu US \$ 208.222.557,9089, maka pabrik ini layak didirikan.

10.3.2 Total Capital Sink (TCS)

Total Capital Sink (TCS) merupakan *Annual Cash Flow* (ACF) selama umur pabrik setelah dipotong angsuran pengembalian modal *Total Capital Investment* (TCI). Kriteria kelayakan TCS adalah jika nilai TCS lebih besar dari TCI. *Total Capital Sink* (TCS) dapat ditentukan dengan cara sebagai berikut:

$$TCS = n \cdot ACF - \Sigma \text{Angsuran TCI}$$

(Sumber: Peter & Timmerhaus, 1991)

Keterangan:

$$n \text{ (umur pabrik)} = 10 \text{ tahun}$$

$$ACF \text{ (Annual Cash Flow)} = \text{US \$ } 105.109.355,4321$$

$$\Sigma \text{ Angsuran TCI} = \text{US \$ } 72.419.600,3819$$

$$\begin{aligned} \text{TCS} &= (10 \times \text{US \$ } 105.109.355,4321) - \text{US \$ } 72.419.600,3819 \\ &= \text{US \$ } 986.426.645,3681 \end{aligned}$$

Nilai TCS yang didapat sebesar US \$ 986.426.645,3681. Nilai ini lebih besar dari TCI, yaitu US \$ 183.018.175,3158. Karena TCS lebih besar dari TCI, pabrik ini layak didirikan.

10.4 Laju Pengembalian Modal

Kriteria pabrik layak berdiri adalah apabila persentase ROI ataupun DCF lebih besar dari bunga bank.

10.4.1 *Rate of Return on Investment (ROI)*

Rate of Return on Investment (ROI) dapat ditentukan dengan persamaan:

$$\text{ROI} = \frac{\text{Net Profit After Tax}}{\text{TCI}} \times 100\%$$

(Sumber: Peter & Timmerhaus, 1991)

Dengan:

$$\text{Net Profit After Tax} = \text{US \$ } 91.243.070,5497$$

$$\text{TCI} = \text{US \$ } 183.018.175,3158$$

$$\text{ROI} = 49,85\%$$

Nilai *Rate of Return on Investment (ROI)* yang diperoleh adalah 49,85%. Nilai ini lebih besar dari bunga bank yaitu 10%. Karena ROI lebih besar dari bunga bank maka pabrik ini layak didirikan.

10.4.2 *Rate of Return based on Discounted Cash Flow (DCF)*

Rate of Return based on Discounted Cash Flow (DCF) merupakan nilai bunga sedemikian rupa, sehingga *Total Capital Investment (TCI)* memberikan

Annual Cash Flow (ACF) setiap tahun selama umur pabrik ditambah *Working Capital* (WC) dan *Salvage Value* (SV) di akhir umur pabrik, atau DCF-ROR merupakan nilai bunga sedemikian rupa, sehingga nilai sekarang dari ACF selama umur pabrik ditambah nilai sekarang dari WC dan SV pada akhir umur pabrik sama dengan nilai TCI. Kriteria suatu pabrik layak didirikan adalah apabila DCF–ROR lebih besar dari bunga bank. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (i) dihitung dengan persamaan:

$$TCI = ACF \left[\frac{1}{(1+i)^1} + \frac{1}{(1+i)^2} + \dots + \frac{1}{(1+i)^n} \right] + \frac{WC+Vs}{(1+i)^n}$$

(Sumber: Peter & Timmerhaus, 1991)

Keterangan :

TCI (*Total Capital Investment*) = US \$ 183.018.175,3158

ACF (*Annual Cash Flow*) = US \$ 105.109.355,4321

WC (*Working Capital*) = US \$ 36.603.635,0632

SV (*Salvage Value*) = US \$ 0,0000

n (*Service Life*) = 10 tahun

i = *Discounted Cash Flow Rate of Return*

Dari hasil *trial and error*, didapatkan nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return* (i) sebesar 76,3101 %. Pabrik ini layak didirikan karena nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF-ROR) lebih besar dari bunga bank.

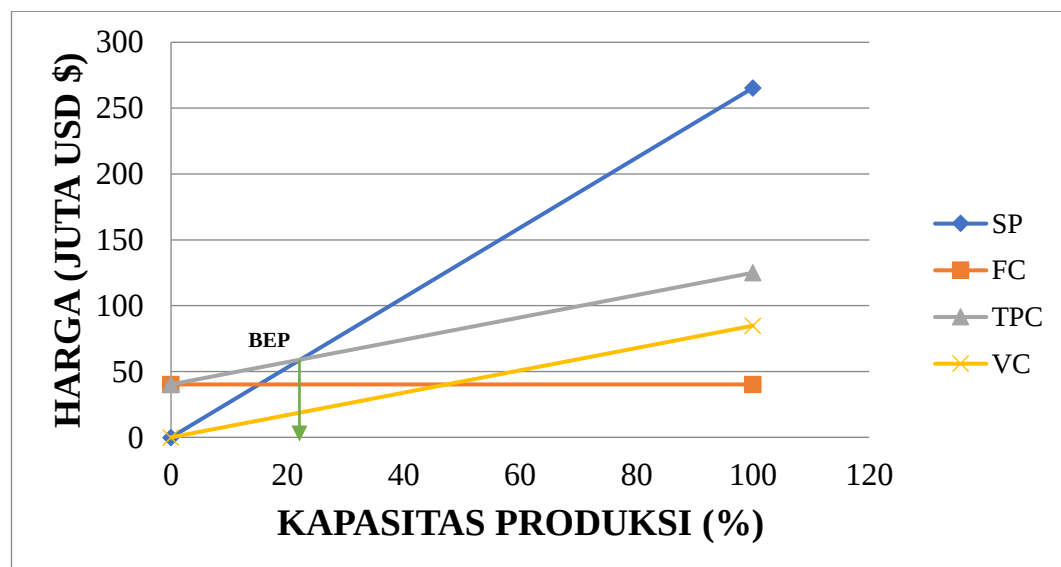
10.5 Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) menunjukkan persentase kapasitas produksi yang harus dicapai agar seluruh modal *Total Production Cost* (TPC) kembali oleh *Selling Price* (SP) atau dengan kata lain BEP menunjukkan persentase kapasitas produksi

saat nilai SP sama dengan TPC. Pabrik layak didirikan apabila BEP tidak terlalu besar atau tidak terlalu kecil. Nilai BEP yang wajar adalah 20% sampai 40%. *Break Even Point* (BEP) dapat ditentukan secara grafis maupun matematis. Langkah-langkah penentuan *Break Even Point* (BEP) secara grafis adalah sebagai berikut:

- Menggambar grafik *Fixed Cost* (FC) sebagai fungsi dari % kapasitas produksi.
- Menggambar grafik *Variable Cost* (VC) sebagai fungsi dari % kapasitas produksi.
- Menggambar grafik *Total Production Cost* (TPC) dengan $TPC = FC + VC$ sebagai fungsi dari % kapasitas produksi.
- Menggambar grafik *Selling Price* (SP) sebagai fungsi dari % kapasitas produksi.
- Perpotongan dari grafik TPC dan SP akan memberikan nilai BEP.

Secara grafis, nilai *Break Even Point* (BEP) yang diperoleh ditunjukkan pada gambar 10.1.



Gambar 10.1 *Break Even Point* (BEP)

Nilai BEP secara matematis dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fixed Cost}}{\text{Selling Price} - \text{Variable Cost}} \times 100\%$$

(Sumber: Peter & Timmerhaus, 1991)

Dengan:

Fixed charge = US \$ 17.752.763,0056

Plant overhead cost = US \$ 13.409.943,8238

General expenses = US \$ 9.022.419,7966

Fixed cost = *fixed charge* + *plant overhead cost* + *general expenses*
= US \$ 40.185.126,6261

Selling price = *total income*
= US \$ 265.359.870,9297

Variable cost = *direct production cost*
= US \$ 84.800.789,6118

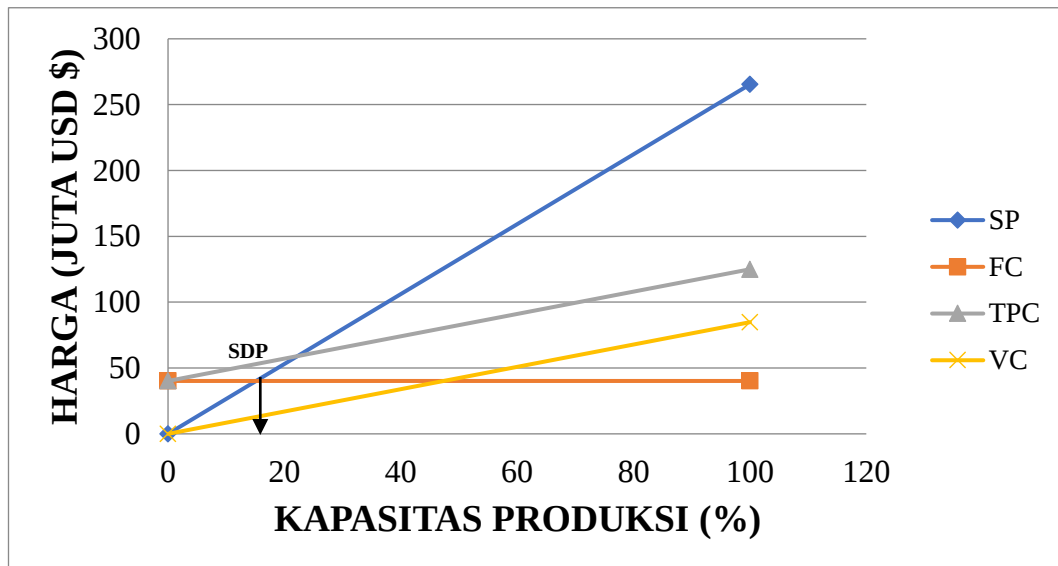
BEP = $\frac{\text{Fixed Cost}}{\text{Selling Price} - \text{Variable Cost}} \times 100\%$
= 22,2559%.

Menurut Peter & Timmerhaus (1991), nilai *Break Even Point* (BEP) harus berada pada *range* <40%. Dari perhitungan didapat nilai BEP 22,2559%, oleh sebab itu maka pabrik ini layak didirikan.

10.6 Shut Down Point

Shut down point adalah titik di mana perusahaan memutuskan untuk menghentikan operasi karena biaya variabel tidak dapat menutupi biaya operasional, sehingga lebih menguntungkan untuk berhenti beroperasi sementara

atau permanen. *Shut down point* terjadi ketika *selling price* lebih kecil dibandingkan *Average Variable Cost* (AVC), atau biasa disebut biaya produksi melebihi pendapatan sehingga terjadilah kerugian terus menerus (Salvatore, 2012)



Gambar 10.2 Shut down point

Berdasarkan gambar diatas dapat disimpulkan bahwasanya untuk menghindari pemberhentian operasi baik sementara maupun permanen, maka pabrik harus mampu memproduksi minimal 20% dari kapasitas produksi.

Tabel 10.2 Kesimpulan analisis ekonomi

No.	Parameter	Hasil perhitungan	Syarat kelayakan	Kesimpulan
US \$				
1.	Annual Cash Flow (ACF)	105.884.524,5750 (57,8546%)	Lebih besar dari bunga bank (>10 %)	Layak didirikan
2.	Pay Out Time (POT)	3,3493 tahun	Kurang dari setengah umur pabrik (11 tahun)	Layak didirikan
US \$				
3.	Net Profit Over Total Lifetime of The Project (NPOTLP)	926.033.134,5923	Lebih besar dari TCI + total bunga pinjaman	Layak didirikan

				Lebih besar dari <i>Total</i>	
	<i>Total Capital Sink</i>	US \$	<i>Capital Investment</i>	Layak	
4.	(TCS)	986.425.645,3681	(>US \$ 183.018.175,3158)	didirikan	
	<i>Rate of Return on</i>				
	<i>Investment</i>	49,85 %	Lebih besar dari bunga bank (>10 %)	Layak	
5.	(ROI)			didirikan	
	<i>Rate of Return based</i>				
	<i>on Discounted Cash</i>	76,3101 %	Lebih besar dari bunga bank (>10 %)	Layak	
6	<i>Flow (DCF)</i>			didirikan	
	<i>Break Even Point</i>				
7	(BEP)	22,2559 %	<30%	Layak	
				didirikan	

Secara keseluruhan, pra rancangan pabrik metil akrilat ini memenuhi semua parameter analisis ekonomi. Oleh karena itu, pabrik produksi metil akrilat ini layak untuk didirikan.

BAB XI
TUGAS KHUSUS
EVAPORATOR

11.1 Pendahuluan

Evaporator adalah suatu alat yang digunakan untuk memisahkan dua fasa antara liquid gas dan liquid cair dengan menggunakan media pemanas. Dengan cara memanaskan hingga salah satu komponen menguap pada trayek didihnya, sehingga dapat terpisah dari komponen lainnya (Faputri, 2016). Proses di dalam evaporator disebut evaporasi. Evaporasi sendiri artinya yaitu sebuah proses yang dapat menghilangkan air dari larutan dengan mendidihkan didalam sebuah tabung evaporator (Andrayani, 2015). Evaporasi bertujuan untuk memekatkan larutan yang terdiri dari zat terlarut yang tidak mudah menguap dengan pelarut yang mudah menguap.

Mekanisme kerja evaporator adalah *steam* yang dihasilkan oleh alat pemindah panas, kemudian panas yang ada (*steam*) berpindah pada bahan atau larutan sehingga suhu larutan akan naik hingga mencapai titik. Didalam evaporator terdapat 3 bagian, yaitu :

1. Alat Pemindah Panas

Berfungsi untuk mensuplai panas, baik panas sensibel (untuk menurunkan suhu) maupun panas laten pada proses evaporasi sehingga medium panas umumnya digunakan uap jenuh.

2. Alat Pemisah

Berfungsi untuk memisahkan uap dari cairan yang dikentalkan.

3. Alat Pendingin

Berfungsi untuk mengkondensasikan uap dan memisahkannya. Alat pendingin ini bisa ditiadakan apabila sistem bekerja pada tekanan atmosfer.

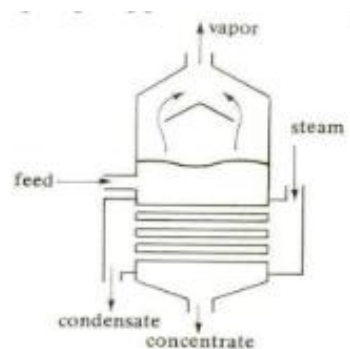
11.2 Jenis Evaporator

11.2.1 Jenis Evaporator Berdasarkan Bentuk

Menurut Faputri (2016), berikut merupakan jenis-jenis dari alat evaporator berdasarkan bentuknya :

1). *Horizontal Tube*

Horizontal tube adalah tube-tubanya terletak horizontal, karena kondisinya yang demikian, harga evaporator ini relatif murah dengan konstruksi design yang memudahkan penggantian tube – tubanya.



Gambar 11.1 *Horizontal Tube Evaporator*

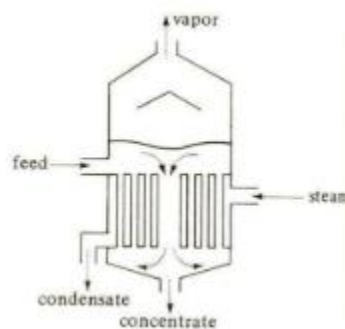
Adapun kekurangan dari evaporator jenis ini yaitu :

- a. Sulit untuk dibersihkan karena pengendapan yang memicu timbulnya kerak terjadi pada permukaan luar pipa. Kontruksi alat ini perlu didesain sedemikian rupa agar *bundle* pipa bisa dikeluarkan untuk keperluan pembersihan.
- b. Koefisien perpindahan panas cukup rendah sehingga kurang efisien, hal tersebut disebabkan karena dalam operasinya tidak memungkinkan terjadinya sirkulasi cairan.

2). *Standard Vertical Tube*

Prinsip kerja pada *standard vertical-tube evaporator* yakni, cairan akan mengalir di dalam pipa sementara uap (*steam*) mengalir di dalam shell. Di dalam tabung, cairan akan mendidih dan uap yang timbul bergerak membawa cairan ke atas. Pada tahap ini, akan terjadi sirkulasi cairan yang disebabkan oleh perbedaan.

Fasa antara fluida yang terdiri dari campuran uap-cair dengan cairan yang berada di bagian luar pipa. Pada bagian atas pipa terdapat ruang (bejana uap) yang berperan memisahkan cairan dengan uap. Proses pemisahan antar uap dengan cairan dalam ruang uap dimana uap akan keluar melalui saluran atas sementara cairan akan keluar melalui saluran di bagian bawah bejana, selanjutnya akan bersirkulasi kembali melalui pipa-pipa.



Gambar 11.2 *Standard Vertical-Tube Evaporator*

Jenis evaporator ini memiliki keunggulan yakni, perpindahan panas berlangsung dengan baik karena perpindahan panas terjadi secara natural *convection* (konveksi alami). Selain itu, endapan juga akan terbentuk di permukaan dalam pipa sehingga mempermudah pembersihannya.

3). *Long Tube Vertical*

Jenis ini sama seperti *Vertical Tube Evaporator*, yang membedakan hanya panjang *tube*, pada *tube* memiliki panjang berkisar antara 12 sampai 24 ft dan terdiri

dari *tube* vertikal yang panjang dilalui oleh bahan baku (cairan) sedangkan *steam* di sisi *shell*.

11.2.2 Jenis Evaporator berdasarkan Metode Pemanasan

Berikut merupakan jenis evaporator berdasarkan metode pemanasannya :

1). *Submerged Combustion* Evaporator

Merupakan evaporator yang dipanaskan oleh api yang menyala dibawah permukaan cairan, dimana gas yang panas bergelembung melewati cairan.

2). *Direct Fired* Evaporator

Merupakan evaporator dengan pengapian langsung dimana api dan pembakaran gas dipisahkan dari cairan mendidih lewat dinding besi atau permukaan untuk memanaskan.

3). *Steam Heated* Evaporator

Merupakan evaporator dengan pemanas berupa *steam* dimana uap atau uap lain yang dapat dikondensasi adalah sumber panas dimana uap terkondensasi disatu sisi dari permukaan pemanas dan panas di transmisi lewat dinding ke cairan yang mendidih.

11.3 Prinsip Kerja

Prinsip kerja evaporator seperti yang telah kita ketahui sebelumnya, evaporator merupakan alat untuk menevaporasi larutan sehingga prinsip kerjanya merupakan cara kerja dari evaporasi itu sendiri. Cara kerjanya ialah dengan menambahkan kalor atau panas yang bertujuan untuk memekatkan suatu larutan yang terdiri dari zat pelarut yang memiliki titik didih yang rendah dengan pelarut yang memiliki titik didih yang tinggi sehingga pelarut yang memiliki titik didih

yang rendah akan menguap dan hanya menyisahkan larutan yang lebih pekat dan memiliki konsentrasi yang tinggi.

11.4 Perhitungan Neraca Massa dan Neraca Panas

a. Neraca Massa

Tabel 11.1 Neraca massa EVP-02

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	28	29	30
C ₃ H ₄ O ₂	1.643,4260	0,0000	1.643,4260
CH ₄ O	0,0000	0,0000	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂	1,8633	1,8633	0,0000
H ₂ O	1.917,7487	1.917,7487	0,0000
H ₂ SO ₄	1.287,0045	0,0000	1.287,0045
Total	4.850,0426	1.919,7848	2.930,4505
	4.850,0426	4.850,0426	

b. Neraca Panas

Tabel 11.2 Neraca panas EVP-01

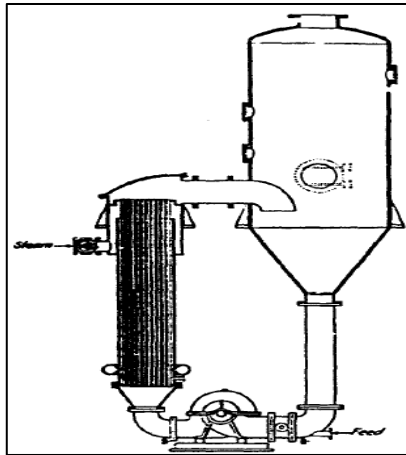
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₂₇	657.871,1182	0,0000
Q ₂₈	0,0000	313.239,5841
Q ₂₉	0,0000	598.104,8815
Q _{lv}	0,0000	4.181.269,2300
Q _{s in}	0,0000	-4.181.269,2300
Q _{s out}	342.473,6815	89.000,3341
Total	1.000.344,7997	1.000.344,7997

11.5 Spesifikasi Alat Evaporator

Nama alat : Evaporator-01

Fungsi : Menguapkan kandungan Air (H_2O) dan Etilen Oksida (C_2H_4O)

Gambar :



Data Desain

Kapasitas = 2,6023 m³

Tekanan = 1 atm
= 760 mmHg

Temperatur = 110°C
= 383,15°K

Laju Alir Massa = 4.848,6464 kg/jam

Densitas Campuran = 1,0018 kg/m³
= 2,2086 lb/kg
= 62,,5416 l/ft²

Waktu Tingal = 15 menit
= 0,25 jam

Jumlah = 1 buah

Volume Tangki

$$\text{Faktor Keamanan} = 0,2 \text{ (20\%)}$$

$$\text{Volume Bahan Masuk (Vc)} = 1.182,8648 \text{ liter}$$

$$= 1,1829 \text{ m}^3$$

$$\text{Kapasitas Volume Tangki} = Vc (1+fk)$$

$$= 1,4149 \text{ m}^3$$

Diameter, Tinggi, Tekanan, dan Tebal Dinding

1). Diameter

Heat exchanger didesain berbentuk silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal. Direncanakan perbandingan antara tinggi evaporator dan tinggi *head* dengan diameter *heat exchanger*.

$$\frac{Hs}{D} = \frac{3}{2}, \quad \frac{Hh}{D} = \frac{1}{4}$$

a. Volume Silinder

$$Vs = 1,775 D^3$$

b. Volume Tutup Tangki

$$Vh = 0,1309 D^3$$

c. Volume Tangki = Vs + 2 Vh

$$2,1686 = 1,775 D^3 + 2 (0,1309 D^3) = 2,0368 \text{ m}^3$$

$$D^3 = 0,5807 \text{ m}^3$$

$$D = 0,8343 \text{ m}^3$$

$$= 2,7372 \text{ ft}$$

2). Tinggi

a. Tinggi Tangki

$$Hs = 3/2 \times D = 1,2515 \text{ m}$$

b. Tinggi Alas dan Tutup

$$= 2 \times (1/4 D)$$

$$= 0,4172 \text{ m}$$

c. Tinggi Total Tangki

$$= H_s + H_h$$

$$= 1,6686 \text{ m}$$

d. Tinggi Cairan dalam Tangki

$$H_c = 4 \times V_c / \pi \times D$$

$$= 0,5505 \text{ m}$$

$$= 1,8061 \text{ ft}$$

3). Tekanan

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$= 14,6959 \text{ psi}$$

a. Tekanan desain

$$\rho (H_c - 1) = 63,9738 \text{ l/ft}^3 \times (1,8061 \text{ ft} - 1)$$

$$= 51,5679$$

$$\rho (H_c - 1)/144 = \frac{51,5679}{144}$$

$$= 0,3581$$

$$P_{\text{desain}} = P_{\text{operasi}} + \rho (H_c - 1)/144$$

$$= 14,6959 + 0,3581$$

$$= 15,0540 \text{ psi}$$

Faktor korosi 20 % maka,

$$\text{Tekanan desain alat} = 15,0540 \text{ psi} \times (1 + 0,2)$$

$$= 18,0648 \text{ psi}$$

4). Tebal Dinding

Bahan konstruksi tangki *stainless steel* 316

Maksimum *allowed stress*, $f = 12,650 \text{ psi}$ (*brownell, 1959*)

effisiensi sambungan, $E = 0,85$ (*brownell, 1959*)

faktor korosi, $C = 0,0125 \text{ in/tahun}$

$= 0,0125 \times n$ (*service life*)

$= 0,125 \text{ in/tahun}$

umur alat, $n = 10 \text{ tahun}$

Maka, tebal plat maksimum :

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{P \times D \times 12}{(f \times E - 0,6 \times P)} + C \quad (\text{Brownell, hal 140}) \\
 &= \frac{15,0540 \text{ psi} \times 2,7372 \text{ ft} \times 12}{(180648 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 15,0540)} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,224675 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,349675 \text{ in} \text{ (dipilih tebal dinding standar 1.25 in)}
 \end{aligned}$$

Pemilihan Tube

Direncanakan pipa pipa yang dipakai sebagai aliran *steam* adalah pipa dengan ukuran nominal 1 1/4 in *schedule* 40 dengan ketentuan sebagai berikut :

OD = 1,66 in = 0,13833 ft (*Tabel 11 Kern, 1965*)

ID = 1,38 in = 0,115 ft

Luas permukaan = 0,435 ft²/ft

a. Luas Permukaan perpindahan panas

$$A = \frac{dQ}{Ud \times \Delta T}$$

Dimana:

$$\begin{aligned}
 dQ &= \text{Panas yang dibawa, Btu/jam} \\
 &= 526.747,3820 \text{ kJ/jam} \\
 &= 499.260,1867 \text{ Btu/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta T &= \text{Perbedaan 149emperature fluida masuk dan keluar} \\
 &= T_1 = 185 \text{ F} = 85 \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= T_2 = 302 \text{ F} = 150 \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= \Delta T = 117 \text{ F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_d &= \text{Koefisien perpindahan panas, Btu/jam F, ft}^2 \\
 &(\text{Besar } U_d \text{ berada antara 50-150 btu/jam F, ft}^2 \text{ (Perry,1997)}) \\
 &(\text{Ud yang diambil adalah 100 Btu/jam.F.ft}^2)
 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{499.260,1867 \text{ Btu/jam}}{117 \text{ F} \times 100 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.F.ft}^2}} \\
 &= 0,00365 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{A_{\text{total}}}{A} \\
 &= \frac{42,6718 \text{ ft}^2}{0,00365 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\
 &= 98,0961 \text{ ft} \\
 &= 9,1134 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b. Menentukan volume 1 buah *tube* di *evaporator*

$$\begin{aligned}
 V_t &= \frac{\pi}{4} \times (ID^2) \times \text{luas permukaan} \\
 &= \frac{3,14}{4} \times (0,0351 \text{ m} \times 0,1326 \text{ m}) \\
 &= 0,0128 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

c. Menentukan Jumlah Total Tube

$$N_t = \frac{V_c}{V_t}$$

$$= \frac{225,51}{0,0128}$$

$$= 8,1747 \text{ tube}$$

d. Voulme Tube Evaporator, Vtr

$$V_{tr} = \frac{N_t}{V_t}$$

$$= \frac{169,5862}{0,0128}$$

$$= 2,1686 \text{ m}^3$$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Evaporator-01</i>
Kode Alat	EV-01
Fungsi	Untuk menguapkan kadar air dari asam akrilat dan asam sulfat
Jumlah	1 unit
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Single Effect Evaporator</i>
Temperatur	110° C
Tekanan	1 atm
Laju alir	2..930,7129 kg/jam
DATA MEKANIK	
Diameter vessel	0,8343 m
Tinggi	1,6686 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel sa 285 grade c</i>

BAB XII

PENUTUP

Berdasarkan hasil analisa dan perhitungan yang telah dilakukan terhadap pra rancangan pabrik pembuatan *metil akrilat* dapat disimpulkan:

1. Pra rancangan pabrik pembuatan *metil akrilat* dengan kapasitas 68.000 ton/tahun dibuat untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri.
2. Berdasarkan faktor bahan baku, transportasi, pemasaran, dan bahan penunjang, pabrik *metil akrilat* akan didirikan di kawasan industri Kecamatan Citangkil, Cilegon.
3. Perusahaan berbentuk perseroan terbatas dengan struktur organisasi *line and staff* yang dipimpin oleh direktur dengan jumlah karyawan sebanyak 213 orang.
4. Berdasarkan hasil analisa ekonomi, pabrik *metil akrilat* ini dinyatakan layak untuk didirikan, dengan rincian:
 - a. *Annual Cash Flow (ACF)* : US\$ 105.884.524,5750
 - b. NPOTLP : US \$ 926.033.134,5923
 - c. *Total Capital Sink (TCS)* : US \$ 986.425.645,3681
 - d. *Rate of Return on Investment (ROI)* : 49,85 %
 - e. *Rate of Return based on Discounted Cash Flow (DCF)* : 76,3101 %
 - f. *Break Even Point (BEP)* : 22,2559 %
 - g. *Pay Out Time (POT)* : 4,3688 tahun

DAFTAR PUSTAKA

- Barth, J., O., Weckbecker, C., Hubert. 2017. *Process for Continuously Preparing Methyl Mercaptan from Carbon Compounds, Sulfur, and Hydrogen*. US Patent No. 9745262 B2.
- Basu, P., 2010. *Biomass Gasification and Pyrolysis*. Elsevier, The Boulevard, Langford Lane, Kidlington: Oxford
- Brownell, L.E. and Young, E.H. 1979. *Process Equipment Design*. Wiley Eastern Limited: New York
- France, A., Frey G., Barre, P. 2018. *Method For Preparing Methyl Mercaptan*. Google Maps Lokasi Pabrik (Online) <https://www.google.com/maps/>
- Joshi, J.B. and Doraiswamy, L.K. (2008) *Chemical reaction engineering, Albright's Chemical Engineering Handbook*. doi:10.1201/9781420087567-13.
- Kirk-Othmer. 1983. *Encyclopedia of Chemical Technology Volume 23 Edisi 3*. New York: John Wiley and Sons.
- Kern, D.Q. 1965. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Kusnarjo. 2010. *Desain Pabrik Kimia*. Jakarta: Gramedia
- Levenspiel. 1999. *Chemical Reaction Engineering*. John Wiley and Sons Inc: Singapura
- Ludwig, E. E., 1997. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2, Third Edition*. Gulf Publishing Co: Houston
- Maloney, J.O. .2007. 'Conversion factors and mathematical symbols', *Perry's*

chemical engineers' handbook, p. 21. doi:10.1036/0071511245.

McCabe, W. L., 1995. *Unit Operations of Chemical Engineering*. McGraw-Hill Book Co: New York.

Moyers, C.G. and Baldwin, G.W. .1999. *Psychrometry, Evaporative Cooling, and Solids Drying, Perry's Chemical Engineers' Handbook*. doi:10.1036/0071511350.

Perry, R. H. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th Edition*. United States of America. The McGraw Hill Companies.

Salvatore, D. 2012. *Introduction to International Economics third edition*. John Wiley & Sons Singapore

US Patent No. 10689334 B2.

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas produksi	: 68.000 ton/tahun	
Operasi pabrik	: 300 hari/tahun	
Basis	: 1 jam operasi	
Bahan baku	: - asam akrilat ($C_3H_4O_2$)	BM = 72,0640
	- methanol (CH_4O)	BM = 32,0424
Katalis	: asam sulfat (H_2SO_4)	BM = 98,0775
Produk akhir	: metil akrilat ($C_4H_6O_2$)	BM = 86,0910
Produk samping	: air (H_2O)	BM = 18,0153

Kapasitas Produksi :

$$= \frac{68.000}{\text{tahun}} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{300 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} = 9.444,4444 \text{ kg/jam}$$

Mol feed	: Mol $C_3H_4O_2$
	: 131,6436 kmol
	: 9.486,7630 kg

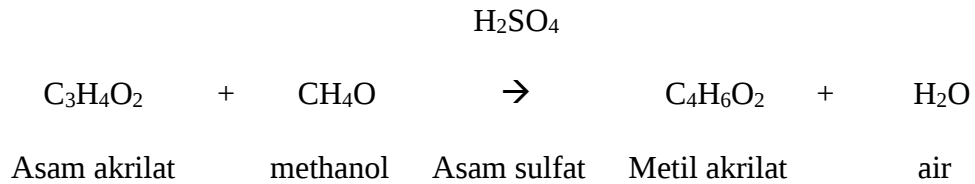
Dari *trial* dan *eror*, maka feed asam akrilat yang dibutuhkan untuk mencapai kapasitas produk yang diinginkan yaitu 9.486,7630 kg/jam.

Perhitungan neraca massa dilakukan dengan alur maju menggunakan basis dimana dimulai dari alur bahan baku masuk pada alat pertama. Adapun kemurnian metil akrilat ($C_4H_6O_2$) adalah 99% (sumber: U.S. *Patent* No. 0162149 A1) dengan sisanya adalah air.

Komposisi bahan baku:

- a. Asam akrilat = 65%
- b. Methanol = 25%
- c. Asam sulfat = 10%

Mekanisme reaksi :

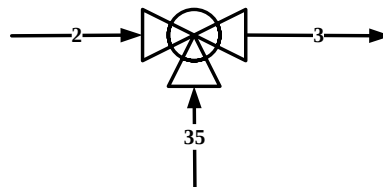


A.1 *Mixing Point* (MP-01)

Nama alat : *Mixing Point* (MP-01)

Fungsi : Mencampurkan $\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$ *feed* dan *recycle* dari CO-02

Gambar :



Gambar A.1 *Mixing Point* (MP-01)

Keterangan:

Aliran 2 = *input* bahan baku asam akrilat dari *Tank* (T-01)

Aliran 35 = *recycle* keluaran dari *bottom Evaporator* (EVP-01)

Aliran 3 = *output* dari *Mixing Point* (MP-01) menuju *Heater* (HE-01)

Tabel A.1 Neraca massa *Mixing Point* (MP-01)

Komponen	Input (kmol/jam)	Output
----------	------------------	--------

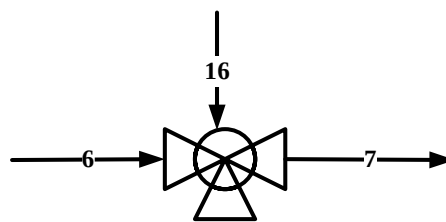
	2	35	(kmol/jam)
$C_3H_4O_2$	109,0305	22,6131	131,6436
H_2SO_4	0,000	13,2568	13,0119
Total	109,0305	35,6250	144,6555
		144,6555	

A.2 Mixing Point (MP-02)

Nama alat : *Mixing Point* (MP-02)

Fungsi : Mencampurkan CH_4O yang dari *feed* dan *recycle* dari *top Flash Drum* (FD-01)

Gambar :



Gambar A.2 *Mixing Point* (MP-02)

Keterangan:

Aliran 6 = *input* bahan baku methanol dari *Tank* (T-02)

Aliran 16 = *recycle* keluaran dari *bottom Evaporator* (EVP-01)

Aliran 7 = *output* dari *Mixing Point* (MP-01) menuju *Heater* (HE-01)

Tabel A.2 neraca massa *Mixing Point* (MP-02)

Komponen	Input (kmol/jam)		Output (kmol/jam)
	6	16	
CH_4O	108,6060	1,0970	109,7030
Total		109,7030	

A.3 Reaktor (R-01)

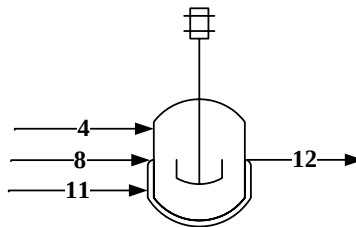
Nama alat : Reaktor (R-01)

Fungsi : Mereaksikan asam akrilat dan metanol menjadi metil akrilat dengan katalis asam sulfat

Reaksi

Konversi 99%

	$C_3H_4O_2$	+	CH_4O	$\xrightarrow{H_2SO_4}$	$C_4H_6O_2$	+	H_2O
M =	108,6060		108,6060		-		-
B =	23,0376		23,0376		108,6060		108,6060
S =	108,6060		108,6060		108,6060		108,6060



Gambar A.3 Reaktor (R-01)

Keterangan :

in 1 = Aliran bahan baku $C_3H_4O_2$ masuk dari HE-01

in 2 = Aliran bahan baku CH_4O masuk dari HE-02

in 3 = Aliran bahan baku H_2SO_4 masuk dari HE-03

out = output produk metil akrilat dari reaktor (R-01)

Kondisi Operasi :

a. Tekanan : 1 atm

- b. Suhu : 75°C
- c. Jenis reaktor : CSTR (*Continuous Stirred Tank Reactor*)
- d. Katalis : asam sulfat

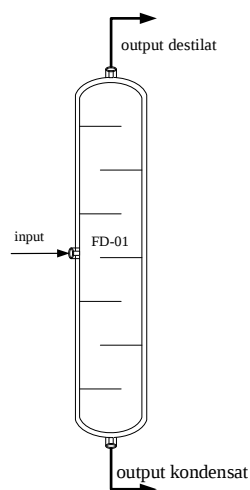
Tabel A.3 Neraca massa reaktor (R-01)

Komponen	Input (kmol/jam)				Output
	Input 1	Input 2	Input 3	Input 4	kmol/jam
C ₃ H ₄ O ₂	109,0305	0,0000	0,0000	22,6131	23,0376
CH ₄ O	0,0000	109,7030	0,0000	0,0000	1,0970
C ₄ H ₆ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	108,6060
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	108,6060
H ₂ SO ₄	0,0000	0,0000	0,2449	13,0119	13,2568
Total	109,0305	109,7030	0,2449	35,6250	254,6034

A.4 *Flash Drum* (FD-01)

Nama alat : *Flash Drum* (FD-01)

Fungsi : Memisahkan methanol dari produk yang dihasilkan



Gambar A.4 *Flash Drum* (FD-01)

Keterangan:

Input = aliran masuk dari *Reaktor* (R-01) menuju *Flash Drum* (FD-01)

Output destilat = *top product* menuju *Reaktor* (R-01)

Output kondesat = *bottom product* menuju *Heater* (HE-04)

Berikut adalah persamaan neraca massa pada *Flash Drum* (FD-01):

Massa input = massa output destilat + massa output kondesat

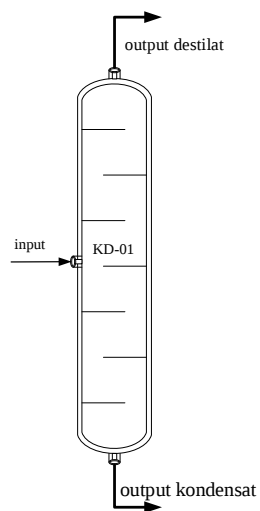
Tabel A.4 Neraca massa *Flash Drum* (FD-01)

Komponen	<i>Input</i> (kmol/jam)	<i>Output</i> (kmol/jam)	
		Output destilat	Output kondesat
C ₃ H ₄ O ₂	23,0376	0,0000	23,0376
CH ₄ O	1,0970	1,0970	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂	108,6060	0,0000	108,6060
H ₂ O	108,6060	0,0000	108,6060
H ₂ SO ₄	13,2568	0,0000	13,2568
Total	254,6034	1,0970	253,5064
		254,6034	

A.5 Kolom Distilasi (KD-01)

Nama alat : Kolom Distilasi (KD-01)

Fungsi : Memisahkan produk dengan *impurities*



Gambar A.5 Kolom Destilasi (KD-01)

Keterangan:

Input = *feed* kolom destilasi dari *Flash Drum* (FD-01)

Output destilat = *top product* menuju *Total Condenser* (TC-01)

Output kondensat = *bottom product* menuju *Reboiler* (RB-01)

Pada alat kolom destilasi ini, dilakukan perhitungan jumlah *top* dan *bottom product* menggunakan persamaan linear. Dimana menggunakan relatif volatilitas (α) sebagai X, dan Log D/B sebagai Y.

Dalam alat kolom destilasi, ditetapkan:

Komponen *light key* = $C_4H_6O_2$

Komponen *heavy key* = H_2O

Diinginkan 99,99% *light key* keluar dari *top*:

Light key ($C_4H_6O_2$) *top* = 99,99 % x 108,6060 kmol/jam

= 108,5951 kmol/jam

Heavy key (H_2O) *top* = 0,0100% x 108,6060 kmol/jam

= 0,0109 kmol/jam

$$\begin{aligned}\text{Log light key top/ heavy key top} &= \text{Log } 108,5951 / 0,0109 \\ &= 4,0000\end{aligned}$$

Diinginkan 99,99% heavy key keluar dari bottom:

$$\begin{aligned}\text{Light key (C}_4\text{H}_6\text{O}_2\text{) bottom} &= 0,1000\% \times 108,6060 \text{ kmol} \\ &= 0,1086 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Heavy key (H}_2\text{O) bottom} &= 0,1000\% \times 108,6060 \text{ kmol} \\ &= 108,4974 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Log light key bottom/heavy key bottom} &= \text{Log } 0,1086 / 108,4974 \\ &= -2,9996\end{aligned}$$

Komponen	X = log α	Y = log Di/Bi	XY	X ²
C ₄ H ₆ O ₂	-0,2967	4,0000	-1,1868	0,0880
H ₂ O	0,3519	-2,9996	-1,0554	0,1238
Total	1,0004	-1,3335	-2,2423	0,2118

Untuk mengetahui distribusi komponen lain digunakan persamaan:

$$m = \left\{ \frac{\left(\log \left[\frac{XD}{XB} \right] \right)_{LK} - \left(\log \left[\frac{XD}{XB} \right] \right)_{HK}}{\log \alpha_{LK} - \log \alpha_{HK}} \right\}$$

$$\text{Log } \left(\frac{XD}{XB} \right) = m \log \alpha + b \quad (\text{Winkle, 1967})$$

Didapatkan *slope* dan *intersept* sebesar:

$$\text{Slope} = -10,7922$$

$$\text{Intersept} = 0,7977$$

Dengan $Y = \text{Log } D/B = Ax + B$, A adalah *slope* dan B adalah *intersept*, maka didapatkan distribusi setiap komponen adalah sebagai berikut.

Komponen	D (kmol)	B (kmol)
C ₃ H ₄ O ₂	0,0012	23,0364
CH ₄ O	0,0000	0,0000
H ₂ SO ₄	108,5841	0,0219
C ₄ H ₆ O ₂	1,0752	107,5308
H ₂ O	0,0013	13,2554
Total	109,6618	143,8445

Setelah didapatkan distribusi dari setiap komponen tersebut, maka dapat ditentukan suhu *bubble* dan *dew point* pada tiap aliran. Dimana digunakan *trial and error* pada kesetimbangan tekanan uap.

Kondisi operasi pada *feed* kolom distilasi:

P = 1 atm

T = 88,4685 °C

Komponen	Xi	Pi (mmhg)	Ki = Pi/P	Yi = Xi.Ki
C ₃ H ₄ O ₂	9,0876	4,7746	0,1559	0,0142
CH ₄ O	0,0000	7,5083	2,3987	0,0000
H ₂ SO ₄	42,8415	6,8899	1,2925	0,5537
C ₄ H ₆ O ₂	42,8415	6,2067	0,6527	0,2796
H ₂ O	5,2294	7,7001	2,9059	0,1520
Total	100,0000	33,0795	7,4057	0,9995

Kondisi Operasi Bagian atas kolom (*top distillation / rectifying section*):

P = 1 atm

T = 80,4418 °C

Komponen	yi	pi (mmhg)	Ki = Pi/P	Xi = Yi/Ki
C ₃ H ₄ O ₂	0,0011	4,4285	0,1103	0,0000

CH ₄ O	0,0000	7,2297	1,8156	0,0000
H ₂ SO ₄	99,0172	6,6386	1,0053	0,9954
C ₄ H ₆ O ₂	0,9805	5,8909	0,4759	0,0047
H ₂ O	0,0012	7,5192	2,4252	0,0000
Total	100,0000	31,7069	5,8323	1,0001

Kondisi operasi bagian bawah kolom (*bottom distillation / stripping section*):

P = 1 atm

T = 100,7412 °C

Komponen	xi	pi (mmhg)	Ki = Pi/P	yi = xi/Ki
C ₃ H ₄ O ₂	16,0148	7,2494	1,8516	0,2965
CH ₄ O	0,0000	5,2673	0,2551	0,0000
H ₂ SO ₄	0,0152	6,6596	1,0267	0,0002
C ₄ H ₆ O ₂	74,7549	7,9601	3,7690	2,8175
H ₂ O	9,2151	0,0000	0,0013	0,0001
Total	100,0000	27,1365	6,9037	3,1143

Berdasarkan hasil perhitungan tersebut, maka neraca massa pada kolom distilasi dapat ditulis sebagai berikut.

Tabel A.5 Neraca massa Kolom Destilasi (KD-01)

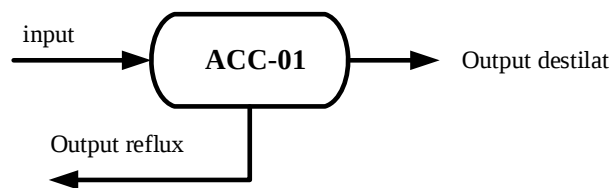
Komponen	Input	Output (kmol/jam)	
	Kmol/jam	Output destilat	Output kondensat
C ₃ H ₄ O ₂	23,0376	0,0012	23,0364
CH ₄ O	0,0000	0,0000	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂	108,6060	108,5841	0,0219
H ₂ O	108,6060	1,0752	107,5308
H ₂ SO ₄	13,2568	0,0013	13,2554
Total	253,5064	109,6618	143,8445

A.6 Accumulator (ACC-01)

Nama alat : Accumulator (ACC-01)

Fungsi : Tempat penampungan sementara hasil total condenser

Gambar :



Gambar A.6 Accumulator (ACC-01)

Keterangan:

input = aliran masuk dari Total Kondensor (TC-01)

output destilat = *top product* dari akumulator menuju tangki produk (T-04)

output *reflux* = *bottom product* dari akumulator dikembalikan menuju Kolom Destilasi (KD-01)

Menentukan rasio refluks minimum:

Untuk menentukan rasio refluks minimum, digunakan persamaan Underwood, yaitu sebagai berikut :

$$1 - q = \sum_1^n \frac{x_F}{(\alpha - \theta)/\alpha} \quad (\text{Eq. 11.61 Sinnott, R, K., 2005})$$

Feed diumpankan dalam keadaan *vapor-liquid*, sehingga $q = 1$

$$(L/D)_m + 1 = \sum_1^n \frac{x_D}{(\alpha - \theta)/\alpha}$$

Komponen	x_F	x_D	α	$\alpha^* x_F / (\alpha - \theta)$	$\alpha^* x_D / (\alpha - \theta)$
----------	-------	-------	----------	------------------------------------	------------------------------------

C3H4O2	9,0876	0,0000	0,0083	10,6008	0,0000
CH4O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C4H6O2	42,8415	0,9902	20,8290	42,8440	0,9902
H2O	42,8415	0,0098	1,0000	42,8926	0,0098
H2SO4	5,2294	0,0000	0,0106	5,8913	0,0000
Total	100,0000	1,0000	21,8479	102,2286	1,0001

$$(L/D)_{m+1} = 1,0001$$

$$V = L + D$$

$$R = L_o / D \quad (\text{Eq. 9.49 Treybal, R, E., 1980})$$

$$V = R \times D + D$$

$$= (R + 1) \times D$$

Keterangan:

$$V = \text{feed ACC-01}$$

$$D = \text{aliran distilat}$$

$$L/D + 1 = 1,0001$$

$$L/D_{\text{minimum}} = 1,0001 - 1$$

$$= 0,0001$$

$$L/D_{\text{aktual}} = 1,5 \times L/D_{\text{min}}$$

$$= 1,5 \times 0,0001$$

$$= 0,0002$$

$$D = 109,6618 \text{ kmol}$$

$$V = L + D$$

$$= (L/D + 1) D$$

$$= (0,0001 + 1) \times 109,6618 \text{ kmol}$$

$$= 109,6736 \text{ kmol}$$

Tabel A.6 Neraca massa *Accumulator* (ACC-01)

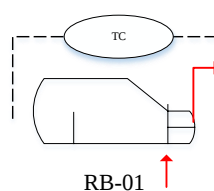
Komponen	Input (kmol/jam)	Output (kmol/jam)	
		Distilat	Reflux
C ₃ H ₄ O ₂	0,0012	0,0012	0,0000
CH ₄ O	0,0000	0,0000	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂	108,5841	108,5841	0,0008
H ₂ O	1,0752	1,0752	0,0000
H ₂ SO ₄	0,0013	0,0013	0,0000
Total	109,6736	109,6618	0,0118
		109,6736	

A.7 Reboiler (RB-01)

Nama alat : *Reboiler* (RB-01)

Fungsi : Menguapkan kembali sebagian *liquid bottom* KD menjadi *reflux*

Gambar :



Gambar A.7 Reboiler (RB-01)

Keterangan:

Input = aliran masuk dari *bottom* Kolom Destilasi (KD-01)

Output destilat= *output* distilat reboiler (RB-01) menuju *evaporator* (EVP-01)

Output *boil up*= *output boil up* reboiler kembali ke Kolom Destilasi (KD-01)

Kondisi *feed* (q) = 1

Perhitungan:

$$\begin{aligned} L^* &= qF + L \\ &= 143,8445 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V^* &= V + (q - 1) F \\ &= 0,0016 \text{ kmol} + (1 - 1) \times 143,8445 \text{ kmol} \\ &= 141,2013 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} B^* &= L^* - V^* \\ &= 143,8445 \text{ kmol} - 141,2013 \text{ kmol} \\ &= 2,6432 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Keterangan:

L^* = *feed* RB-01

V^* = *boil-up* RB-01

B^* = produk *bottom* RB-01

F = *feed* KD-01

L = *refluks* TC-01

V = *feed* TC-01

Tabel A.7 Neraca massa *Reboiler* (RB-01)

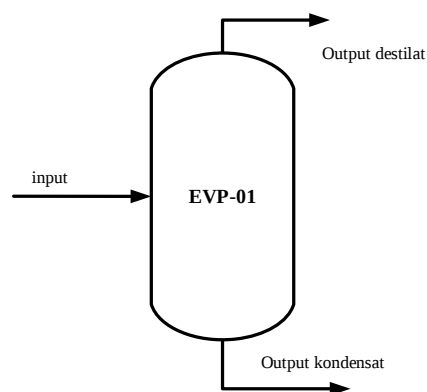
Komponen	<i>Input</i>	<i>Output (kmol/jam)</i>	
	(kmol/jam)	<i>Output destilat</i>	<i>Output boil up</i>
C ₃ H ₄ O ₂	23,0364	22,6131	0,4040
CH ₄ O	0,0000	0,0000	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂	0,0219	0,0215	0,0003
H ₂ O	107,5308	105,5549	1,9579

H ₂ SO ₄	13,2554	13,0119	0,2810
		141,2013	2,6432
Total	143,8445	143,8445	

A.8 *Evaporator (EVP-01)*

Nama alat : Evaporator-01

Fungsi : Menguapkan kandungan senyawa H₂O



Gambar A.8 *Evaporator (EVP-01)*

Keterangan :

Input : Aliran masuk dari *reboiler* (RB-01)

Output destilat : Aliran keluar *top* EVP-01 dialirkan menuju *Cooler* (CO-02)

Output kondensat : Aliran keluar *bottom* EVP-01 dialirkan menuju ke MP-01

Kondisi Operasi

Temperatur : 100,74°C

Tekanan : 1 atm

Neraca Massa Overall :

$$F^{28} \text{ (Feed)} = F^{29} \text{ (Vapor)} + F^{30} \text{ (Liquid)}$$

$$F = L + V$$

Neraca Massa Komponen :

$$F \cdot X_F = L \cdot X_L + V \cdot X_V$$

Keterangan :

F = umpan (*feed*) masuk ke evaporator

X_F = fraksi asam akrilat dalam umpan

L = liquid keluar dari evaporator

X_L = fraksi asam akrilat dalam liquid *bottom*

V = vapor keluar dari evaporator

X_V = fraksi asam akrilat dalam vapor

Diasumsikan bahwa tidak ada amonium klorida yang menguap sehingga:

$$X_V = 0$$

Data Neraca Massa:

Input

Asam Akrilat ($C_3H_4O_2$) = 86,6072 kg/jam

Metil Akrilat ($C_4H_6O_2$) = 1,8476 kg/jam

Air (H_2O) = 1.901,6066 kg/jam

Asam Sulfat (H_2SO_4) = 10.405,6214 kg/jam

Total input = 4.809,2186 kg/jam

Dengan menggunakan perhitungan trial dan error diketahui rasio mol jumlah vapor dan liquid yaitu

$$V/F = 0.1341$$

sehingga diketahui

$$V = 0,1341 \times F$$

$$= 15,9018 \text{ kmol/jam}$$

$$F = V + L$$

$$L = F - V$$

$$= 6,7114 \text{ kmol/jam}$$

Dengan menggunakan perhitungan berdasarkan tekanan uap maka diketahui fraksi mol vapor dan liquid

Komposisi Masuk *Evaporator-01*

Komponen	Input (Kmol/jam)	Output (Kmol/jam)			
		destilat		kondensat	
		Fraksi vapor	Mol vapor	Fraksi liquid	Mol liquid
C ₃ H ₄ O ₂	22,6131	0,0000	0,0000	0,6348	22,6131
CH ₄ O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂	0,0215	0,0002	0,0215	0,0000	0,0000
H ₂ O	105,5549	0,9998	105,5549	0,0000	0,0000
H ₂ SO ₄	13,0119	0,0000	0,0000	0,3652	13,0119
Total	141,2013	1,0000	105,5763	1,0000	35,6250

Kondensat

$$F = 4.899,2446 \text{ kg/jam}$$

$$X_F = 33,8848\% = 0,3388$$

$$X_V = 55\% = 0,55$$

$$F \cdot X_F = L \cdot X_L + V \cdot X_V$$

$$4.899,2446 \times 0,3388 = L \times 0,55 + 0$$

$$1.660,098005 = 0,55 L$$

$$L = 3.018,36001 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat air pada produk} &= \text{Berat akhir (L)} - \text{Berat feed (selain air)} \\ &= 3.018,36001 - (1.629,5926 + 1,8476 + 1.276,1715) \\ &= 110,7480 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat C}_3\text{H}_4\text{O}_2 &= \text{mol HCl} \times \text{BM HCl} \\ &= 22,6131 \times 72,0640 \\ &= 1.629,5929 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat H}_2\text{SO}_4 &= \text{mol H}_2\text{SO}_4 \times \text{BM H}_2\text{SO}_4 \\ &= 13,01186 \times 98,0775 \\ &= 1.276,1715 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Destilat

$$\begin{aligned} \text{Berat air menguap} &= \text{Berat air pada feed} - \text{berat air pada produk} \\ &= 1.901,6066 - 110,7480 \\ &= 1.790,8586 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat C}_4\text{H}_6\text{O}_2 &= \text{mol C}_4\text{H}_6\text{O}_2 \times \text{BM C}_4\text{H}_6\text{O}_2 \\ &= 0,0215 \times 86,0910 \\ &= 1,8476 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.8 Neraca Massa Evaporator-01 (EVP-01)

Komponen	Input (kmol/jam)	Output (kmol/jam)	
		destilat	kondensat
C ₃ H ₄ O ₂	22,6131	0,0000	22,6131
CH ₄ O	0,0000	0,0000	0
C ₄ H ₆ O ₂	0,0215	0,0215	0,0000
H ₂ O	105,5549	105,5549	0,0000

H ₂ SO ₄	13,0119	0,0000	13,0119
		105,5763	35,6250
Total	141,2013	141,2013	

LAMPIRAN B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

Dari hasil perhitungan neraca massa selanjutnya dilakukan perhitungan neraca panas. Perhitungan neraca panas didasarkan pada:

Kapasitas produksi : 68.000 ton/tahun
 Operasi : 300 hari/tahun
 Basis perhitungan : 1 jam operasi
 Temperatur referensi : 25 °C (298,15 K)

Neraca panas:

$$\{(\text{panas masuk}) - (\text{panas keluar}) + (\text{generasi panas}) - (\text{konsumsi panas})\} = \{\text{akumulasi panas}\} \dots\dots\dots(1)$$

(Himmelblau, ed 6, 1996)

Entalpi bahan pada temperatur dan tekanan tertentu sebagai berikut :

$$\Delta H = \Delta H_T - \Delta H_f \dots\dots\dots(2)$$

(Himmelblau, ed 6, 1996)

Keterangan :

ΔH = Perubahan entalpi

ΔH_T = Entalpi bahan pada suhu T

ΔH_f = Entalpi bahan pada suhu referensi (25°)

Entalpi bahan untuk campuran sebagai berikut :

$$\Delta H = \sum n C_p dT \dots\dots\dots(3)$$

(Himmelblau, ed 6, 1996)

Keterangan :

ΔH = Perubahan entalpi

n = Mol

C_p = Kapasitas panas (J/mol.K)

dT = Perbedaan temperatur (K)

Panas yang dimiliki senyawa pada suhu tertentu (panas sensibel) sebagai berikut :

$$Q = n \cdot \int_{T_0}^{T_1} C_p dT \dots\dots\dots(4)$$

(Himmelblau, ed 6, 1996)

Keterangan :

ΔT = $T - T_0$

Q = Panas yang dimiliki (kJ)

C_p = Kapasitas panas pada tekanan konstan(J/mol.K)

n = Mol senyawa (kmol)

T_0 = Suhu referensi (25°C)

T_1 = Suhu senyawa (°C)

Panas yang dihitung apabila terjadi perubahan fasa (panas laten) sebagai berikut:

$$Q = n \cdot \Delta H \dots\dots\dots(5)$$

(Himmelblau, ed 6, 1996)

Keterangan :

Q = Panas laten senyawa (kJ)

n = Mol senyawa (kmol)

ΔH = Panas laten (kJ/kmol)

Panas reaksi sebagai berikut:

$$\Delta H_R^0(298,15 \text{ K}) = \sum_{\text{produk}} n \cdot \Delta H_f^0 - \sum_{\text{reaktan}} n \cdot \Delta H_f^0 \dots\dots\dots(6)$$

(Himmelblau, ed 6, 1996)

Keterangan:

ΔH_f^0 = Panas pembentukan senyawa pada 25 °C (kJ/kmol).

Untuk kondisi suhu reaksi selain pada 25 °C, panas reaksi dihitung dengan menggunakan rumus :

$$\Delta H_R = \Delta H_R^0 + \left(\sum_{produk} n \int_{T_0}^{T_1} C_p dT - \sum_{reaktan} n \int_{T_0}^{T_1} C_p dT \right) \dots \dots \dots (7)$$

(Himmelblau, ed 6, 1996)

Harga entalpi pembentukan (ΔH_f^0) masing-masing komponen pada 25°C :

Senyawa	Rumus Struktur	ΔH_f^0
Asam akrilat	C ₃ H ₄ O ₂	-363,23 KJ/mol
Methanol	CH ₄ O	-201,17 KJ/mol
Metil akrilat	C ₄ H ₆ O ₂	-333,00 KJ/mol
Air	H ₂ O	-240,56 KJ/mol
Asam sulfat	H ₂ SO ₄	-735,13 KJ/mol

(Sumber: G.V. Reklaitis, 1983)

Kapasitas panas pada tekanan tetap senyawa (C_p) untuk fase liquid dihitung dengan persamaan berikut:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Harga A, B, C, dan D untuk masing-masing senyawa dapat dilihat pada tabel berikut:

Senyawa	Cp Liquid (J/Kmol.K)			
	A	B	C	D
Asam akrilat	-1,82E+01	1,21E+00	-3,12E-03	3,10E-06
Methanol	4,02E+01	3,10E-01	-1,03E-03	1,46E-06
Metil akrilat	5,41E+01	8,04E-01	-2,51E-03	3,32E-06
Air	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
Asam sulfat	2,60E+01	7,03E-01	-1,39E-03	1,03E-06

(Sumber: Yaws, Halaman 33-52)

Kapasitas panas pada tekanan tetap senyawa (C_p) untuk fase gas dihitung dengan persamaan berikut:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Harga A, B, C, D, dan E untuk masing-masing senyawa dapat dilihat pada tabel berikut:

Senyawa	Cp Gas (J/Kmol.K)				
	A	B	C	D	E
Asam Akrilat	7,76E+00	2,94E-01	5,71E-04	3,9968E-09	-2,9672E-13
Methanol	4,00E+01	-3,83E-02	2,45E-04	-1,223E-05	2,2617E-12
Metil Akrilat	1,22E+00	-4,06E-01	2,85E-04	-3,263E-09	8,8607E-12
Air	3,39E+01	-8,42E-03	2,99E-05	-1,505E-07	4,6610E-11
Asam Sulfat	9,49E+00	3,38E-01	-3,81E-04	3,1880E-03	-8,7585E-12

(Sumber: Yaws, Halaman 32-53)

B.1 Heater (HE-01)

Fungsi : Menaikkan suhu $C_3H_4O_2$ sebelum direaksikan

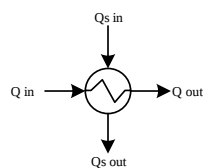
Kondisi operasi :

T_{in} : $30^\circ\text{C} = 303,15\text{ K}$

T_{out} : $75^\circ\text{C} = 348,15\text{ K}$

T_{ref} : $25^\circ\text{C} = 298,15\text{ K}$

P_{op} : 1 atm



Gambar B.1 Heater (HE-01)

Keterangan:

Q_{in} = Aliran panas masuk dari MP-01

Q_{out} = Aliran panas keluar dari HE-01

Neraca energi :

$$\{(Q_{in} + Q_{s \text{ in}}) - (Q_{out} + Q_{s \text{ out}}) + (0) - (0)\} = \{0\}$$

Panas aliran masuk HE-01

$$T_{in} : 30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} : 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta H_{in} = n \cdot \int_{298,15}^{303,15} C_p dT$$

$$\Delta H_{in} = n \times \left(A (303,15 - 298,15) + \frac{B}{2} (303,15^2 - 298,15^2) + \frac{C}{3} (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{D}{4} (303,15^4 - 298,15^4) \right)$$

Panas aliran keluar HE-01

Senyawa	Output		
	n (kmol/jam)	Cp.dT (J/mol)	Q (kJ/jam)
C ₃ H ₄ O ₂	109,0305	7.995,8758	871.794,1538
H ₂ SO ₄	13,0119	4.277,3538	55.656,3401
Total	122,0423	12.273,2295	1.108.262,3559

Panas yang ditransfer:

$$\begin{aligned} Q_{s \text{ in}} - Q_{s \text{ out}} &= Q_{out} - Q_{in}, \\ &= 927.450,4938 - 84.759,8818 \\ &= 812.690,6120 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Digunakan *saturated steam* pada suhu 100°C dan tekanan 1 atm untuk menyuplai panas yang dibutuhkan. Data entalpi *saturated steam* pada suhu 100°C diperoleh dari Tabel E.1 buku *Chemical Engineering Thermodynamics eight edition* (J.M.Smith, Van Ness, 2008).

Entalpi *saturated liquid*, $H_L = 419,1000 \text{ kJ/kg}$

Entalpi *saturated vapor*, $H_V = 2.675,6000 \text{ kJ/kg}$

Panas laten penguapan, $\lambda = 2.256,5000 \text{ kJ/kg}$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} m &= \frac{\text{panas yang ditransfer}}{\lambda} \\ &= \frac{842.690,6120}{2.256,5000} \\ &= 373,4503 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{s, \text{ in}}$)

$$\begin{aligned} Q_{s, \text{ in}} &= m \times H_V \\ &= 373,4503 \times 2.675,6000 \\ &= 999.203,6346 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa kondensat keluar ($Q_{c, \text{ out}}$)

$$\begin{aligned} Q_{c, \text{ out}} &= m \times H_L \\ &= 373,4503 \times 419,1000 \\ &= 156.513,0226 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.1 Neraca Panas HE-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Qin	84.759,8818	0,0000
Qout	0,0000	927.450,4938
Qs in	999.203,6346	0,0000
Qs out	0,0000	156.513,0226
Total	1.083.963,5164	1.083.963,5164

B.2 Heater (HE-02)

Fungsi : Menaikkan suhu CH_4O sebelum direaksikan

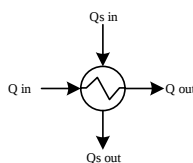
Kondisi operasi :

T_{in} : $30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$

T_{out} : $75^\circ\text{C} = 348,15 \text{ K}$

T_{ref} : $25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$

P_{op} : 1 atm



Gambar B.2 Heater (HE-02)

Keterangan:

Q_{in} = Aliran panas masuk dari P-02

Q_{out} = Aliran panas keluar dari HE-02

Neraca Energi :

$$\{(Q_{\text{in}} + Q_{\text{s in}}) - (Q_{\text{out}} + Q_{\text{s out}}) + (0) - (0)\} = \{0\}$$

Panas aliran masuk HE-02

T_{in} : $30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$

T_{ref} : $25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$

$$\Delta H_{\text{in}} = n \cdot \int_{298,15}^{303,15} C_p dT$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{in}} = n \times & \left(A (303,15 - 298,15) \frac{B}{2} \times (303,15^2 - 298,15^2) \frac{C}{3} + (303,15^3 - 298,15^3) \frac{D}{4} \right. \\ & \left. + (303,15^4 - 298,15^4) \right) \end{aligned}$$

Panas aliran keluar HE-02

Senyawa	Output		
	n (kmol/jam)	$C_p \cdot dT$ (J/mol)	Q (kJ/jam)

CH ₄ O	109,7030	2.332,05	255.832,8975
-------------------	----------	----------	--------------

Panas yang ditransfer:

$$\begin{aligned}
 Q_{s, in} - Q_{s, out} &= Q_{out} - Q_{in} \\
 &= 24.850,5164 - 255.832,8975 \\
 &= 230.982,3811 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Digunakan *saturated steam* pada suhu 100°C dan tekanan 1 atm untuk menyuplai panas yang dibutuhkan. Data entalpi *saturated steam* pada suhu 100°C diperoleh dari Tabel E.1 buku *Chemical Engineering Thermodynamics eight edition* (J. M. Smith, Van Ness, 2008).

Entalpi *saturated liquid*, H_L = 419,1000 kJ/kg

Entalpi *saturated vapor*, H_V = 2.675,6000 kJ/kg

Panas laten penguapan, λ = 2.256,5000 kJ/kg

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{\text{panas yang ditransfer}}{\lambda} \\
 &= \frac{230.982,3811}{2.256,5000} \\
 &= 102,3631 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{s, in}$)

$$\begin{aligned}
 Q_{s, in} &= m \times H_V \\
 &= 102,3631 \times 2.675,6000 \\
 &= 273.882,7649 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Panas yang dibawa kondensat keluar ($Q_{c, out}$)

$$\begin{aligned}
 Q_{c, out} &= m \times H_L \\
 &= 102,3631 \times 419,1000
 \end{aligned}$$

$$= 42.900,3837 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.2 Neraca panas HE-02

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q _{in}	24.850,5164	0,0000
Q _{out}	0,0000	255.832,8975
Q _{s in}	273.882,7649	0,0000
Q _{s out}	0,0000	42.900,3837
Total	298.733,2812	298.733,2812

B.3 Heater (HE-03)

Fungsi : Menaikkan suhu H₂SO₄ sebelum direaksikan

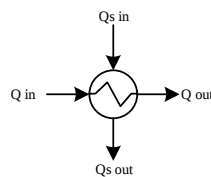
Kondisi operasi :

T_{in} : 30°C = 303,15 K

T_{out} : 75°C = 348,15 K

T_{ref} : 25°C = 298,15 K

Pop : 1 atm



Gambar B.3 Heater (HE-03)

Keterangan:

Q_{in} = Aliran panas masuk dari P-03

Q_{out} = Aliran panas keluar dari HE-03

Neraca Energi :

$$\{(Q_{in} + Q_{s in}) - (Q_{out} + Q_{s out}) + (0) - (0)\} = \{0\}$$

Panas aliran masuk HE-03

$$T_{in} : 30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} : 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta H_{in} = n \cdot \int_{298,15}^{303,15} C_p dT$$

$$\Delta H_{in} = n \times \left(A (303,15 - 298,15) \frac{B}{2} \times (303,15^2 - 298,15^2) \frac{C}{3} + (303,15^3 - 298,15^3) \frac{D}{4} \right. \\ \left. + (303,15^4 - 298,15^4) \right)$$

Panas aliran keluar HE-03

Senyawa	Output		
	n (kmol/jam)	Cp.dT (J/mol)	Q (kJ/jam)
H ₂ SO ₄	0,2449	4.277,3538	1.047,5323

Panas yang ditransfer:

$$\begin{aligned} Q_{s, in} - Q_{s, out} &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 100,4875 - 1.047,5323 \\ &= 947,0448 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Digunakan *saturated steam* pada suhu 100°C dan tekanan 1 atm untuk menyuplai panas yang dibutuhkan. Data entalpi *saturated steam* pada suhu 100°C diperoleh dari Tabel E.1 buku *Chemical Engineering Thermodynamics eight edition* (J.M.Smith, Van Ness, 2008).

$$\text{Entalpi } \textit{saturated liquid}, H_L = 419,1000 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Entalpi } \textit{saturated vapor}, H_V = 2.675,6000 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Panas laten penguapan}, \lambda = 2.256,5000 \text{ kJ/kg}$$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$m = \frac{\text{panas yang ditransfer}}{\lambda}$$

$$= \frac{947,0448}{2.256,5000}$$

$$= 0,4197 \text{ kg/jam}$$

Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{s, \text{ in}}$)

$$Q_{s, \text{ in}} = m \times H_V$$

$$= 0,4197 \times 2.675,6000$$

$$= 1.122,9396 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang dibawa kondensat keluar ($Q_{c, \text{ out}}$)

$$Q_{c, \text{ out}} = m \times H_L$$

$$= 0,4197 \times 419,1000$$

$$= 175,8947 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.3 Neraca panas HE-03

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Qin	100,4875	0,0000
Qout	0,0000	1.047,5323
Qs in	1.122,9396	0,0000
Qs out	0,0000	175,8947
Total	1.223,4271	1.223,4271

B.4 Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Fungsi: mereaksikan $C_3H_4O_2$ dan CH_4O dengan katalis H_2SO_4 menjadi produk

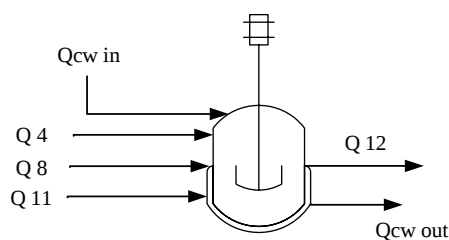
Kondisi operasi :

$$T_{in} : 75^\circ\text{C} = 348,15 \text{ K}$$

$$T_{out} : 75^\circ\text{C} = 348,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} : 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Pop : 1 atm



Gambar B.4 Reaktor (R-01)

Keterangan :

Q4 = Aliran panas $C_3H_4O_2$ masuk dari HE-01

Q8 = Aliran panas CH_4O masuk dari HE-02

Q11 = Aliran panas H_2SO_4 masuk dari HE-03

Q12 = Aliran panas keluar dari R-01

Qcw in/out = aliran air sebagai pendingin jaket reaktor

Neraca Energi :

$$\{(Q_{in} + Q_s \text{ in}) - (Q_{out} + Q_s \text{ out}) + (0) - (0)\} = \{0\}$$

Panas aliran masuk R-01

$$T_{in} : 75^\circ\text{C} = 348,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} : 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta H_{in} = n \cdot \int_{298,15}^{348,15} C_p dT$$

$$\Delta H_{in} = n \times \left(A (348,15 - 298,15) \frac{B}{2} \times (348,15^2 - 298,15^2) \frac{C}{3} + (348,15^3 - 298,15^3) \frac{D}{4} \right. \\ \left. + (348,15^4 - 298,15^4) \right)$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q₉ pada temperature 75°C fase liquid.

Komponen	Jumlah (kmol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT \text{ (J/kmol)}$	Q (KJ/Jam)
----------	-------------------	--	------------

C ₃ H ₄ O ₂	131,6436	28.265,3752	3.720.956,2491
CH ₄ O	109,7030	14.341,5412	1.573.310,3114
C ₄ H ₆ O ₂	0,0000	15.489,1495	0,0000
H ₂ O	0,0000	11.914,5212	0,0000
H ₂ SO ₄	13,2568	19.263,8055	255.375,7369
Total	254,6034	89.274,3926	5.549.642,2974

Panas Keluar

a. Panas keluar dari Q_{out} pada temperature 75°C fase liquid.

Komponen	n (kmol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/mol)	Q (kJ/jam)
C ₃ H ₄ O ₂	23,0376	7.995,8758	184.206,0528
CH ₄ O	1,0970	2.332,0498	2.558,3290
C ₄ H ₆ O ₂	108,6060	10.766,1332	1.169.266,4969
H ₂ O	108,6060	1.973,5191	214.335,9895
H ₂ SO ₄	13,2568	15.162,6994	201.008,3381
Total	254,6034	38.230,2773	1.771.375,2062

b. Reaksi

	H ₂ SO ₄			
	C ₃ H ₄ O ₂	+ CH ₄ O	→	C ₄ H ₆ O ₂ + H ₂ O
M	131,6436	109,7030		- -
Reaksi	108,6060	108,6060		108,6060 108,6060
Sisa	23,0376	1,0970		108,6060 108,6060

Panas reaksi pembentukan standar

komponen	keterangan	n . ΔH ⁰ _f (kJ/mol)	C _p Dt (j/mol)	n . C _p dT
C ₃ H ₄ O ₂	reaktan	-363,2300	7.995,8758	7,9959
CH ₄ O	reaktan	-201,1700	2.332,0498	2,3320
C ₄ H ₆ O ₂	produk	-333,0000	11.473,2397	11,4732

H ₂ O	refrigerant	-240,5600	8.408,4997	8,4085
H ₂ SO ₄	katalis	-735,1300	881,2016	0,8812
Total		-897,4000	31.090,8666	31,0909

$$\Delta H_R = \Delta H_R^0 + \left(\sum_{produk} n \int_{T_0}^{T_1} C_p dT - \sum_{reaktan} n \int_{T_0}^{T_1} C_p dT \right) \quad (\text{reklaitis, 2001}).$$

$$\Delta H_R = -743,1447 \text{ kJ}$$

$$Q_r = r \times \Delta H_R$$

$$= 80.709.960,3807 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{lepas} = Q_{in} - (Q_r + Q_{out})$$

$$= 4.704.547,8983 - (-80.709.960,3807 + 1.771.357,2062)$$

$$= 83.643.133,0727 \text{ kJ/jam}$$

Reaksi berlangsung secara eksotermis sehingga akan menghasilkan panas,

Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) membutuhkan aliran pendingin.

Neraca energi total:

$$Q_{masuk} + Q_{reaksi} + Q_{pendingin\ masuk} = Q_{keluar} + Q_{pendingin\ keluar}$$

$$Q_{pendingin\ masuk} + Q_{pendingin\ keluar} = 84.488.277,4719 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan air pendingin

$$\text{Suhu pendingin masuk } (T_1) = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu pendingin keluar } (T_2) = 45^\circ\text{C} = 318,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi } (T_{ref}) = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$C_p \text{ pendingin masuk} = 376,7500 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$C_p \text{ pendingin keluar} = 1.507,0000 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$C_p \text{ selisih} = 1130,25 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$Q_{pendingin} = m C_p \Delta T$$

$$M_{air\ pendingin} = 84.488.277,4719 \text{ kJ/jam} / 1130,25 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 74.751,8049 \text{ kmol/jam} = 1.346.623,8643 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} Q_{w \text{ in}} &= m_{\text{pendingin}} \times C_{p\text{pendingin masuk}} \times \Delta T \\ &= 74.751,8049 \text{ kmol/jam} \times 376,75 \text{ k/kmol.K} \times (303,15 - 298,15) \\ &= 507.340.540,8715 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{w \text{ out}} &= m_{\text{pendingin}} \times C_{p\text{pendingin keluar}} \times \Delta T \\ &= 74.751,8049 \text{ kmol/jam} \times 1507 \text{ kJ/kmol.K} \times (318,15 - 298,15) \\ &= 430.408.847,5820 \end{aligned}$$

Tabel B.4 Neraca panas R-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Ouput (kJ/jam)
Q _{in}	5.549.642,2974	0,0000
Q _{out}	0,0000	1.771.375,2062
Q reaksi	0,0000	80.709.960,3807
Q _{cw_{in}}	507.340.540,8715	0,0000
Q _{cw_{out}}	0,0000	430.408.847,5820
Total	512.890.183,1689	512.890.183,1689

B.5 Heater (HE-04)

Fungsi : Menaikkan temperature dari top FD-01 menuju KD-01

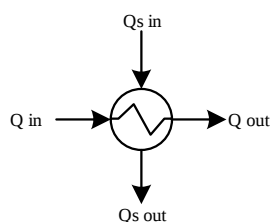
Kondisi Operasi :

$$T_{in} : 75^{\circ}\text{C} = 348,15 \text{ K}$$

$$T_{out} : 88^{\circ}\text{C} = 361,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} : 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$P_{op} : 1 \text{ atm}$$



Gambar B.5 Heater (HE-04)

Keterangan:

Q_{in} = Aliran panas masuk dari P-05

Q_{out} = Aliran panas keluar dari HE-04

Neraca panas :

$$\{(Q_{in} + Q_{s\ in}) - (Q_{out} + Q_{s\ out}) + (0) - (0)\} = \{0\}$$

Panas aliran masuk HE-04

T_{in} : $75^{\circ}\text{C} = 348,15\text{ K}$

T_{ref} : $25^{\circ}\text{C} = 298,15\text{ K}$

Panas masuk:

Panas masuk Q_{masuk} pada suhu 75°C

Komponen	n (kmol/jam)	$C_p \Delta T$	Q_{masuk} (kJ/jam)
$\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$	23,0376	7.995,8758	184.206,0528
CH_4O	0,0000	2.332,0498	0,0000
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	108,6060	11.473,2397	1.246.062,4953
H_2O	108,6060	1.810,0253	196.579,5809
H_2SO_4	13,2568	4.277,3538	56.703,8724
Total	253,5064	27.888,5444	1.683.552,0013

Panas keluar:

Panas Keluar Q_{keluar} pada suhu $88,00^{\circ}\text{C}$

Komponen	n (kmol/jam)	$C_p \Delta T$	Q_{keluar} (kJ/jam)
----------	--------------	----------------	-----------------------

C ₃ H ₄ O ₂	23,0376	10.341,6542	238.247,2363
CH ₄ O	0,0000	2.963,8182	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂	108,6060	15.715,7066	1.706.819,7934
H ₂ O	108,6060	2.294,9642	249.246,8486
H ₂ SO ₄	13,2568	5.449,6568	72.244,8186
Total	253,5064	36.765,8002	2.266.558,6968

Panas yang ditransfer:

$$Q_{s,in} - Q_{s,out} = Q_{masuk} - Q_{keluar}$$

$$= 583.006,6955 \text{ kJ/jam}$$

Digunakan *saturated steam* pada suhu 100°C dan tekanan 1 atm untuk menyuplai panas yang dibutuhkan. Data entalpi *saturated steam* pada suhu 100°C diperoleh dari Tabel F.1 buku *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, Sixth Edition* (Reklaitis, 2001).

$$\text{Entalpi saturated liquid, } H_L = 419,1000 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Entalpi saturated vapor, } H_V = 2.256,5000 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Panas laten penguapan, } \lambda = 366,3 \text{ kJ/kg}$$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$m = \frac{\text{panas yang ditransfer}}{\lambda}$$

$$= 258,3677 \text{ kg/jam}$$

Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{s,in}$)

$$Q_{s,in} = m \times H_V$$

$$= 691.288,5949 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang dibawa kondensat keluar ($Q_{c,out}$)

$$Q_{c,out} = m \times H_L$$

$$= 108.281,8994 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.5 Neraca panas HE-04

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Qmasuk	1.683.552,0013	0,0000
Qkeluar	0,0000	2.266.558,6968
Qs in	691.288,5949	0,0000
Qs out	0,0000	108.281,8994
Total	2.374.840,5962	2.374.840,5962

B.6 Kolom Distilasi (KD-01)

Fungsi : Memisahkan metil akrilat dari pengotor

Kondisi Operasi :

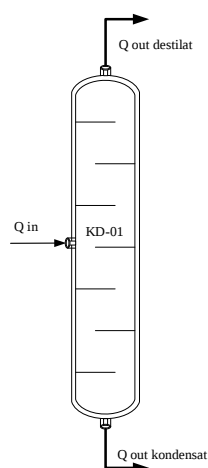
T feed : $88,4685\text{ }^{\circ}\text{C} = 361,6185\text{ K}$

T top : $80,4418\text{ }^{\circ}\text{C} = 353,5918\text{ K}$

T bottom : $100,7412^{\circ}\text{C} = 373,8912\text{ K}$

Tref : $25^{\circ}\text{C} = 298,15\text{ K}$

Pop : 1 atm

**Gambar B.6** Kolom Destilasi (KD-01)

Keterangan:

Q_{in} = Aliran panas masuk dari HE-04

$Q_{out \text{ destilat}}$ = Aliran panas keluar dari top KD menuju TC-01

$Q_{out \text{ kondensat}}$ = Aliran panas keluar dari bottom KD-01 menuju RB-01

Neraca panas :

Panas masuk (*feed*)

Komponen	n (kmol/jam)	$C_p \Delta T$	Q_{masuk} (KJ/jam)
$C_3H_4O_2$	23,0376	10.428,3117	240.243,6201
CH_4O	0,0000	2.986,7902	0,0000
$C_4H_6O_2$	108,6060	15.879,6661	1.724.626,7742
H_2O	108,6060	2.312,5677	251.158,6974
H_2SO_4	13,2568	5.492,3413	72.810,6761
Total	253,5064		2.288.839,7678

Panas keluar (*top*)

Komponen	n (kmol/jam)	$C_p \Delta T$	Q_{keluar} (KJ/jam)
$C_3H_4O_2$	0,0012	8.964,0367	10,6387
CH_4O	0,0000	2.595,1789	0,0000
$C_4H_6O_2$	108,5841	13.178,1276	1.430.935,4065
H_2O	1,0752	2.012,2029	2.163,5212
H_2SO_4	0,0013	4.765,2033	6,3228
Total	109,6618		1.433.115,8891

Panas keluar (*bottom*)

Komponen	m (Kg/jam)	$C_p \Delta T$	Q_{keluar} (KJ/jam)
$C_3H_4O_2$	23,0364	12.751,6541	293.752,7940
CH_4O	0,0000	3.593,7222	0,0000
$C_4H_6O_2$	0,0219	20.463,6821	447,3985
H_2O	107,5308	2.777,0631	298.619,7741

H ₂ SO ₄	13,2554	6.621,1115	87.765,7317
Total	143,8445		680.585,6983

Tabel B.6 Neraca Panas HE-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Qmasuk feed	2.288.839,7678	0,0000
Qkeluar top	0,0000	1.433.115,8891
Qkeluar bottom	0,0000	680.585,6983
Qlepas	0,0000	175.138,1804
Total	2.288.839,7678	2.288.839,7678

B.7 Total Condensor (TC-01)

Fungsi : Merubah fase menjadi liquid untuk reflux

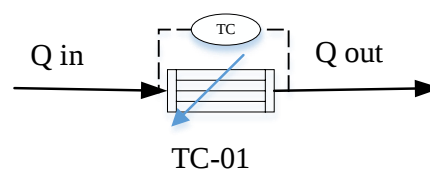
Kondisi Operasi :

T_{in} : 80,44°C = 353,59 K

T_{out} : 30°C = 303,15 K

T_{ref} : 25°C = 298,15 K

Pop : 1 atm

**Gambar B.7** Total Condensor (TC-01)

Keterangan :

Q_{in} = Aliran panas masuk dari C-02

Q_{out} = Aliran panas keluar menuju ACC-01

$$\{(Q_{in} + Q_{s\ in}) - (Q_{out} + Q_{s\ out}) + (0) - (0)\} = \{0\}$$

Panas aliran masuk TC-01

$$T_{in} : 80,44^{\circ}\text{C} = 353,59 \text{ K}$$

$$T_{ref} : 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta H_{in} = n \cdot \int_{298,15}^{353,59} C_p dT$$

$$\Delta H_{in} = n \times \left(A (353,59 - 298,15) + \frac{B}{2} (353,59^2 - 298,15^2) + \frac{C}{3} (353,59^3 - 298,15^3) + \frac{D}{4} (353,59^4 - 298,15^4) \right)$$

Neraca panas :

Panas masuk dari Q_{masuk} pada temperatur $80,44^{\circ}\text{C}$.

Komponen	n (kmol/jam)	Cp ΔT	Q_{masuk} (kJ/jam)
C ₃ H ₄ O ₂	0,0012	8.964,0376	10,6837
CH ₄ O	0,0000	2.595,1789	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂	108,5841	13.178,1276	1.430.935,4065
H ₂ O	1,0752	2.012,2029	2.163,5212
H ₂ SO ₄	0,0013	4.765,2033	6,3228
Total	109,6618		1.433.115,8891

Panas keluar dari Q_{liquid} pada temperatur 30°C .

Komponen	n (kmol/jam)	Cp ΔT	Q_{masuk} (KJ/jam)
C ₃ H ₄ O ₂	0,0012	742,2303	0,8809
CH ₄ O	0,0000	400,7148	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂	108,5841	793,0417	86.111,7378
H ₂ O	1,0752	377,5149	405,9042
H ₂ SO ₄	0,0013	701,9290	0,9314
Total	109,6618		86.519,4542

Panas kondensasi

Komponen	Q input (kmol/jam)	ΔHC	Q_{laten} (KJ/jam)
C ₃ H ₄ O ₂	0,0012	49,6206	58,8905
CH ₄ O	0,0000	37,6228	0,0000

C ₄ H ₆ O ₂	108,5841	35,0430	3.805.112,0470
H ₂ O	1,0752	42,4957	45.691,3531
H ₂ SO ₄	0,0013	43,0957	57,1825
Total	109,6618	207,8778	3.850.919,4730

Aliran Pendingin:

$$\begin{aligned}
 Q_{cw,in} - Q_{cw,out} &= Q_{masuk} - (Q_{keluar\ liquid} - Q_{kondensasi}) \\
 &= 5.197.515,9079 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Media pendingin yang digunakan adalah *refrigerant* H₂O pada suhu masuk 5°C dan suhu keluar 1°C.

$$C_{pdt_{cw\ in}} = 377,5149 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{pdt_{cw\ out}} = 1.883,1777 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{pdt_{selisih}} = 1.505,6628 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga, massa pendingin dapat dicari :

$$\begin{aligned}
 m &= n \times c_p \text{ selisih} \\
 &= 1.505,6628 \times 18,0153 \\
 &= 62.188,569 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$Q_{cw\ in}$ dan $Q_{cw\ out}$ dapat dicari :

$$\begin{aligned}
 Q_{co\ in} &= (m \times \text{massa pendingin}) \\
 &= 1.303.173,4381 \text{ J/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{co\ out} &= (m \times \text{massa pendigin}) \\
 &= 6.500.689,3460 \text{ J/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.7 Neraca panas Total Condensor (TC-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q masuk	1.433.115,8891	0,0000

Q keluar	0,0000	86.519,4542
Q kondensasi	3.850.919,4730	0,0000
Qcw in	1.303.173,4381	0,0000
Qcw out	0,0000	6.500.689,3460
Total	6.587.208,8002	6.587.208,8002

B.8 Reboiler (RB-01)

Fungsi : mengubah fase *bottom*

Kondisi Operasi :

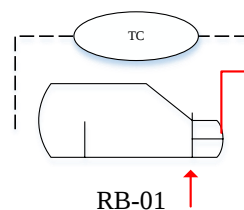
T_{in} : 30°C = 303,15 K

T_{out} : 88°C = 356,15 K

T_{ref} : 25°C = 298,15 K

Pop : 1 atm

Gambar :



Gambar B.8 Reboiler (RB-01)

Keterangan :

Q_{in} = Aliran panas masuk dari bottom KD-01

Q_{distilat} = Aliran panas keluar menuju P-07

Q_{reflux} = Aliran panas keluar menuju KD-01

$$\{(Q_{in} + Q_{s\ in}) - (Q_{out} + Q_{s\ out}) + (0) - (0)\} = \{0\}$$

Panas aliran masuk TC-01

T_{in} : 100,74°C = 373,89 K

Tref : 25°C = 298,15 K

$$\Delta H_{in} = n \cdot \int_{298,15}^{373,89} C_p dT$$

$$\Delta H_{in} = n \times (A (373,89 - 298,15) \frac{B}{2} \times (373,89^2 - 298,15^2) \frac{C}{3} + (373,89^3 - 298,15^3) \frac{D}{4} + (373,89^4 - 298,15^4))$$

Neraca panas:

Panas masuk

Panas masuk dari Q_{masuk} pada temperatur 101°C.

Komponen	m (Kg/jam)	Cp ΔT	Q _{masuk} (KJ/jam)
C ₃ H ₄ O ₂	1.660,0980	11.703,8434	269.614,9607
CH ₄ O	0,0000	6.352,7040	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂	1,8822	12.610,5258	275,7045
H ₂ O	1.937,2036	5.699,6480	612.887,6169
H ₂ SO ₄	1.300,0607	10.985,8476	145.622,2197
Total	4.899,2446		1.028.400,5019

Panas keluar

Panas keluar dari Q_{keluar} *boil up* pada temperatur 101°C.

Komponen	n (kmol/jam)	Cp ΔT	Q _{masuk} (KJ/jam)
C ₃ H ₄ O ₂	0,0012	11.703,8434	13,8903
CH ₄ O	0,0000	6.352,7040	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂	108,5841	12.610,5258	1.369.302,8723
H ₂ O	1,0752	5.699,6480	6.128,2633
H ₂ SO ₄	0,0013	10.985,8476	14,5768
Total	109,6618		1.375.459,6027

Panas keluar dari Q_{keluar} *bottom* pada temperatur 101°C.

Komponen	n (kmol/jam)	Cp ΔT	Q _{masuk} (KJ/jam)
C ₃ H ₄ O ₂	0,0012	11.703,8434	13,8903

CH ₄ O	0,0000	6.352,7040	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂	108,5841	12.610,5258	1.369.302,8723
H ₂ O	1,0752	5.699,6480	6.128,2633
H ₂ SO ₄	0,0013	10.985,8476	14,5768
Total	109,6618		1.375.459,6027

Panas yang ditransfer:

$$Q_{s,in} - Q_{s,out} = (Q_{output\ boil\ up} + Q_{output\ bottom} + Q_{kondensasi}) - (Q_{masuk})$$

$$= 411,6658 \text{ kJ/jam}$$

Digunakan *saturated steam* pada suhu 100°C dan tekanan 1 atm untuk menyuplai panas yang dibutuhkan. Data entalpi *saturated steam* pada suhu 100°C diperoleh dari Tabel E.1 buku *Chemical Engineering Thermodynamics eight edition* (J.M.Smith, Van Ness, 2008).

Entalpi *saturated liquid*, $H_L = 419,1000 \text{ kJ/kg}$

Entalpi *saturated vapor*, $H_V = 2.675,6000 \text{ kJ/kg}$

Panas laten penguapan, $\lambda = 2.256,5000 \text{ kJ/kg}$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$m = \frac{\text{panas yang ditransfer}}{\lambda}$$

$$= 0,1948 \text{ kg/jam}$$

Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{s, in}$)

$$Q_{s\ in} = m \times H_V$$

$$= 534,8055 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang dibawa kondensat keluar ($Q_{c, out}$)

$$Q_{s\ out} = m \times H_L$$

$$= 123,1397 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.8 Neraca panas *reboiler* (RB-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q_{in}	1.375.459,6027	0,0000
$Q_{out\ boil\ up}$	0,0000	1.375.449,8906
$Q_{out\ kondensat}$	0,0000	9,7121
Total	1.375.459,6027	1.375.459,6027

B.9 Evaporator (EVP-01)

Fungsi : Memisahkan produk dari air dan metil akrilat

Kondisi operasi :

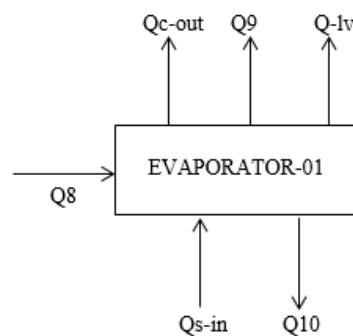
T_{in} : $100,74^{\circ}\text{C} = 373,8912\text{ K}$

T_{out} : $100,74^{\circ}\text{C} = 373,8912\text{ K}$

T_{ref} : $25^{\circ}\text{C} = 298,15\text{ K}$

P_{op} : 1 atm

Gambar :



Gambar B.9 *Evaporator (EVP-01)*

Persamaan neraca panas di EVP-01

$$Q_{in} + Q_{s-in} = Q_{out\ top} + Q_{out\ bottom} + Q_{lv} + Q_{c-out}$$

Keterangan :

Q_{in} = Aliran panas masuk Evaporator-01

$Q_{out\ top}$ = Aliran panas keluar (*top*) Evaporator-01

Q out bottom = Aliran panas keluar (*bottom*) Evaporator-01

Q-lv = Aliran panas laten *top* Evaporator-01

Qs-in = Aliran panas *steam* masuk Evaporator-01

Qc-out = Aliran panas kondensat keluar Evaporator-01

Panas aliran masuk EVP-01

T_{in} : 100,74°C = 373,8912 K

T_{ref} : 25°C = 298,15 K

$$\Delta H_{in} = n \cdot \int_{298,15}^{373,8912} C_p dT$$

$$\Delta H_{in} = n \times \left(A (373,89 - 298,15) \frac{B}{2} \times (373,89^2 - 298,15^2) \frac{C}{3} + (373,89^3 - 298,15^3) \frac{D}{4} + (373,89^4 - 298,15^4) \right)$$

Panas masuk

Panas masuk pada temperatur 101°C

Komponen	Jumlah (kmol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q8 (KJ)
C ₃ H ₄ O ₂	22,8073	12.751,6541	290.830,7189
CH ₄ O	0,0000	3.593,7222	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂	0,0216	20.463,6821	442,9480
H ₂ O	106,4611	2.256,0384	240.180,4090
H ₂ SO ₄	13,1236	6.621,1115	86.892,6913
Total	142,4137	45.686,2083	618.346,7673

Mencari Komponen yang Terlucuti/Teruapkan pada Evaporator

Temperatur : 150°C : 423,1 K

Tekanan : 1 atm

Data Konstanta Tekanan Uap Komponen Murni

Komponen	A	B	C	D	E	F	Pi*(atm)
C ₃ H ₄ O ₂	22,807	-2,3595	-1,2517	6,9835	-1,1101	2,00	1,032
	3						
CH ₄ O	0,0000	-3,1522	-7,3037	2,4247	1,8090	2,00	0,076
C ₄ H ₆ O ₂	0,0216	-6,3472	-2,5433	-2,3732	8,7467	2,00	1,595
	106,46						
H ₂ O	11						
H ₂ SO ₄	13,123						
	6						

$$P_i^*(\text{Pa}) = \exp [A + (B/(T+C)) + (D \times \ln T) + (E \times T^F)]$$

Dimana:

$$K_i = P_i^*/P_t$$

Formulasi

$$x_i = \frac{X_{Fi}}{((V/F) K_i) + (1 - V/F)}$$

Trial dan error:

$$V/F = 0,999$$

Komponen	kmol	Pi* (atm)	Ki	Xfi	yi	xi
C ₃ H ₄ O ₂	22,8073	1,032	0,351	0,306	0,120	0,000
CH ₄ O	0,0000	0,076	4,689	0,359	0,773	0,002
C ₄ H ₆ O ₂	0,0216	1,595	0,196	0,343	0,001	0,998
H ₂ O	106,4611					
H ₂ SO ₄	13,1236					
Total	142,4137			1,000	1,000	1,000

Panas keluar

$$H_v = H_{v,b} \left(\frac{T_c - T}{T_c - T_b} \right)^{0.38}$$

Panas keluar dari *top* pada temperatur 101°C

Komponen	Jumlah (kmol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q29 (KJ)
C ₄ H ₆ O ₂	0,0215	12.751,6541	273,6671
H ₂ O	105,5549	2.777,0631	293.132,4911
Total	105,5763	15.528,7172	293.406,1582

Panas keluar dari *bottom* pada temperatur 101 °C

Komponen	Jumlah (kmol/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p dT$ (J/kmol)	Q30 (KJ/Jam)
C ₃ H ₄ O ₂	22,6131	20.463,6821	462.748,1182
H ₂ SO ₄	13,0119	6.621,1115	86.152,9939
Total	35,6250	27.084,7936	548.901,1121

Panas laten Top Evaporator-01 pada temperatur 101°C (Q-lv)

Untuk mencari panas laten Top Evaporator-01, dapat menggunakan rumus berikut:

Komponen	Tc (K)	Tb (K)	Hv, b (Kj/kmol)	Hv (Kj/kmol)
C ₄ H ₆ O ₂	469,1500	283,8500	25.700,000	36.579,5971
H ₂ O	647,1300	20,3900	39.500,000	39.983,4865

Sehingga total Q-lv pada Evaporator-01 yaitu:

Komponen	n (kmol/jam)	Hv (Kj/kmol)	Q-lv (Kj/jam)
C ₂ H ₄ O	2,7400	36.579,5971	100.229,1022
H ₂ O	13,1010	39.983,4865	523.821,9076
Total			624.051,0099

Tabel B.9 Neraca panas EVP-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₂₈	613.082,9240	0,0000

Q_{29}	0,0000	293.406,1582
Q_{30}	0,0000	548.901,1121
Q_{lv}	0,0000	4.167.035,5830
$Q_{s\ in}$	0,0000	-4.167.035,5830
$Q_{s\ out}$	309.710,2972	80.485,9509
Total	922.793,2212	922.793,2212

B.10 Cooler (CO-01)

Fungsi : Menurunkan temperatur keluaran dari top EVP-01 menuju sistem utilitas

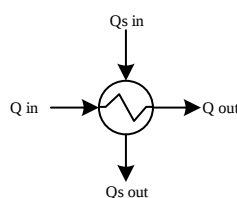
Kondisi operasi :

T_{in} : $101^{\circ}\text{C} = 374,15\ \text{K}$

T_{out} : $30^{\circ}\text{C} = 303,15\ \text{K}$

T_{ref} : $25^{\circ}\text{C} = 298,15\ \text{K}$

P_{op} : 1 atm



Gambar B. 10 Cooler (CO-01)

Persamaan Neraca Panas di CO-01 : $Q_{masuk} + Q_{co\ in} = Q_{keluar} + Q_{co\ out}$

Keterangan :

Q_{in} = Aliran panas masuk dari C-03

Q_{out} = Aliran panas keluar dari CO-01

Neraca Energi :

$$\{(Q_{in} + Q_{s\ in}) - (Q_{out} + Q_{s\ out}) + (0) - (0)\} = \{0\}$$

Panas aliran masuk CO-01

$T_{in} : 101^{\circ}\text{C} = 374,15 \text{ K}$

$T_{ref} : 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$

$$\Delta H_{in} = n \cdot \int_{298,15}^{374,15} C_p dT$$

$$\Delta H_{in} = n \times (A (374,15 - 298,15) \frac{B}{2} \times (374,15^2 - 298,15^2) \frac{C}{3} + (374,15^3 - 298,15^3) \frac{D}{4} + (374,15^4 - 298,15^4))$$

Panas Masuk:

Panas masuk Q_{masuk} (udara) pada suhu 101°C

Komponen	m (Kg/jam)	$C_p \Delta T$	$Q_{masuk} \text{ (KJ/jam)}$
$\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$	0,0000	12.801,7581	0,0000
CH_4O	0,0000	3.606,6284	0,0000
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	1,8476	20.566,4929	441,3838
H_2O	1.901,6066	2.786,9295	294.173,9373
H_2SO_4	0,0000	6.645,1314	0,0000
Total	1.903,4542	46.406,9402	294.615,3211

Panas Keluar:

Panas Keluar Q_{keluar} pada suhu 30°C

Komponen	m (Kg/jam)	$C_p \Delta T$	$Q_{keluar} \text{ (KJ/jam)}$
$\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$	0,0000	728,4284	0,0000
CH_4O	0,0000	226,5254	0,0000
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	1,8635	844,0707	18,2704
H_2O	1.917,9335	177,5901	18.906,4456
H_2SO_4	0,0000	410,3172	0,0000
Total	1.903,4542	2.386,9318	18.763,6142

Panas yang ditransfer:

$$Q_{co,in} - Q_{co,out} = Q_{masuk} - Q_{keluar}$$

$$= 4.691,3093 \text{ kJ/jam}$$

Media pendingin yang digunakan adalah *refrigerant* H₂O pada suhu masuk 30°C dan suhu keluar 40°C.

$$C_{pdt_{co \text{ in}}} = 177,5901 \text{ J/kmol}$$

$$C_{pdt_{co \text{ out}}} = 534,8445 \text{ J/kmol}$$

$$C_{pdt_{selisih}} = -357,2544 \text{ kJ/kmol}$$

Maka kmol pendingin yang digunakan dapat dicari :

$$\begin{aligned} n &= \frac{Q_{pendingin}}{C_{p_{selisih}}} \\ &= 772,1437 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Sehingga, massa pendingin dapat dicari :

$$\begin{aligned} m &= n \times m_r \\ &= 13.910,431 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Q_{co in} dan Q_{co out} dapat dicari:

$$\begin{aligned} Q_{co \text{ in}} &= (m \times C_p \Delta T) \\ &= 137.125,0885 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{co \text{ out}} &= (m \times C_p \Delta T) \\ &= 412.976,7954 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Tabel B.10 Neraca Panas CO-01

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q in	294.615,3211	0,0000
Q out	0,0000	18.763,6142
Qcw in	137.125,0885	0,0000
Qcw out	0,0000	412.976,7954
Total	431.740,4096	431.740,4096

B.11 Cooler (CO-02)

Fungsi : Menurunkan temperatur keluaran dari *bottom* EVP-01 menuju reaktor

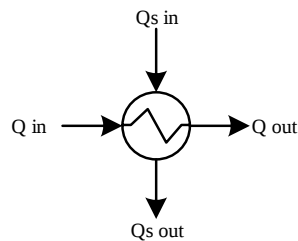
Kondisi operasi :

T_{in} : $101^{\circ}\text{C} = 374,15 \text{ K}$

T_{out} : $75^{\circ}\text{C} = 348,15 \text{ K}$

T_{ref} : $25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$

P_{op} : 1 atm



Gambar B.11 Cooler (CO-02)

Persamaan Neraca Panas di CO-02

$$Q_{\text{masuk}} + Q_{\text{co in}} = Q_{\text{keluar}} + Q_{\text{co out}}$$

Keterangan :

Q_{in} = Aliran panas masuk dari P-09

Q_{out} = Aliran panas keluar dari R-01

Neraca Energi :

$$\{(Q_{in} + Q_{s \text{ in}}) - (Q_{out} + Q_{s \text{ out}}) + (0) - (0)\} = \{0\}$$

Panas aliran masuk CO-01

T_{in} : $101^{\circ}\text{C} = 374,15 \text{ K}$

T_{ref} : $25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$

$$\Delta H_{in} = n \cdot \int_{298,15}^{374,15} C_p dT$$

$$\Delta H_{in} = n \times (A (374,15 - 298,15) \frac{B}{2} \times (374,15^2 - 298,15^2) \frac{C}{3} + (374,15^3 - 298,15^3) \frac{D}{4} + (374,15^4 - 298,15^4))$$

Panas Masuk:

Panas masuk Q_{masuk} (udara) pada suhu 101°C

Komponen	n (kmol/jam)	Cp ΔT	Q_{masuk} (kJ/jam)
C ₃ H ₄ O ₂	22,6131	12.801,7581	288.354,9442
CH ₄ O	0,0000	3.606,6284	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂	0,0000	20.566,4929	0,0000
H ₂ O	0,0000	2.786,9295	0,0000
H ₂ SO ₄	13,0119	6.645,1314	86.152,9939
Total	35,6250	46.406,9402	374.507,9380

Panas Keluar:

Panas Keluar Q_{keluar} pada suhu 30°C

Komponen	n (kmol/jam)	Cp ΔT	Q_{keluar} (KJ/jam)
C ₃ H ₄ O ₂	22,6131	7.995,8758	180.811,8621
CH ₄ O	0,0000	2.332,0498	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂	0,0000	11.473,2397	0,0000
H ₂ O	0,0000	1.810,0253	0,0000
H ₂ SO ₄	13,0119	4.277,3538	55.656,3401
Total	35,6250	27.888,5444	236.468,2022

Panas yang ditransfer:

$$\begin{aligned} Q_{co,in} - Q_{co,out} &= Q_{masuk} - Q_{keluar} \\ &= 138.039,7359 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Media pendingin yang digunakan adalah *refrigerant* H₂O pada suhu masuk 30°C dan suhu keluar 40°C .

$$Cp_{dt_{co\ in}} = 177,5901 \text{ J/kmol}$$

$$C_{pdt_{CO\ out}} = 534,8445 \text{ J/kmol}$$

$$C_{pdt_{selisih}} = -357,2544 \text{ kJ/kmol}$$

Maka kmol pendingin yang digunakan dapat dicari :

$$\begin{aligned} n &= \frac{Q_{pendingin}}{C_{pselisih}} \\ &= 386,3906 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Sehingga, massa pendingin dapat dicari :

$$\begin{aligned} m &= n \times m_r \\ &= 6.960,958 \text{ k/jam} \end{aligned}$$

$Q_{CO\ in}$ dan $Q_{CO\ out}$ dapat dicari:

$$\begin{aligned} Q_{CO\ in} &= (m \times C_p \Delta T) \\ &= 68.619,1549 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{CO\ out} &= (m \times C_p \Delta T) \\ &= 206.658,8908 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Tabel B.11 Neraca Panas CO-02

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
Q in	374.507,9380	0,0000
Q out	0,0000	236.468,2022
Qcw in	68.619,1549	0,0000
Qcw out	0,0000	206.658,8908
Total	443.127,0929	443.127,0929

LAMPIRAN C

SPESIFIKASI PERALATAN

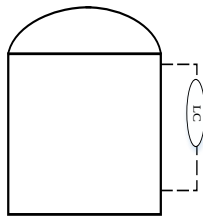
1. Tangki-01 (T-01)

Fungsi : Tempat penyimpanan asam akrilat

Tipe : Silinder *vertical* dengan *head ellipsoidal*

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA – 285 Grade C*

Gambar :



1. Data-data

Temperatur : 30°C

Tekanan ini : 1 atm

Laju alir : 9.486,7630 kg/jam

Densitas : 1039,9018 kg/m³

Waktu tinggal : 1 Hari

Jumlah : 4 buah

2. Volume tangki

$$\text{Massa} = \text{laju alir} \times \text{waktu tinggal}$$

$$\text{Massa} = 56.920,5782 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Volume larutan} = \frac{\text{massa}}{\text{densitas}}$$

$$\text{Volume larutan} = 54,7365 \text{ m}^3$$

Volume tangki = volume larutan

Jumlah ini dilebihkan untuk faktor keamanan 20%, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = 65,6838 \text{ m}^3$$

3. Diameter dan tinggi

Volume *shell* tangki (V_s)

Asumsi bahwa

$$D_i : H_s = 1 : 3$$

Maka, V_s

Volume tutup tangki (V_e)

$$V_e = \frac{\pi}{24} D_i^3$$

Keterangan :

D_i = diameter tangki

H_s = tinggi *shell* tangki

Volume tangki (V)

$$V = V_s + V_t$$

$$V = \frac{19}{24} \pi D_i^3$$

$$V = 65,68 \text{ m}^3$$

$$D_i = 8,8077 \text{ m}$$

$$H_s = 3 \times D_i$$

$$H_s = 26,4232 \text{ m}$$

Head yang digunakan adalah *ellipsoidal*, berdasarkan tabel 10-60 buku perry:

$$\text{Tinggi Head (Hh)} = \frac{D_i}{4}$$

$$Hh = 2,2019 \text{ m}$$

$$\text{Total tinggi tangki} = H_s + H_h$$

$$H = 28,6252 \text{ m}$$

4. Tebal *shell* dan tutup

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = \frac{V \text{ larutan}}{V \text{ tangki}} \times H_s$$

$$\text{Tinggi larutan} = 22,0194 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan hidrolisis} = \rho \times g \times h$$

$$P_h = 224.400,2682 \text{ pa}$$

$$= 2,2218 \text{ atm}$$

$$P_{total} = P_{desain} + P_{hidrostatik}$$

$$P_t = 3,2218 \text{ atm}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 0,2$$

$$P = 3,8661 \text{ atm}$$

Berdasarkan tabel 4 buku peter, dapat diketahui data data sebagai berikut :

$$D_a = 8,8077 \text{ m}$$

$$r_i = 4,4039 \text{ m}$$

$$E_j = 0,7 \text{ (spot examined)}$$

$$S = 200000 \text{ atm}$$

$$C_c = 1 \text{ mm/tahun}$$

$$\text{Waktu} = 12 \text{ tahun}$$

- a. Bagian *head* dan alas ellipsoidal

$$t = \frac{P D_a}{2 S E_j - 0,2 P} + C_c$$

$$T_{head} = 0,0138 \text{ m}$$

Keterangan :

- P = Tekanan desain
 Da = diameter kolom
 Ej = Effisiensi pengelasan
 S = Tekanan kerja yang diizinkan
 Cc = korosi yang diizinkan

b. Bagian silinder

$$t = \frac{Pr_i}{SE_j - 0,6 P} + C_c$$

t silinder = 0,0138 m

keterangan :

- P = Tekanan desain
 ri = jari jari kolom
 Ej = Effisiensi pengelasan
 S = tekanan kerja yang diizinkan
 Cc = korosi yang diizinkan

c. *Outside* diameter (OD)

OD = $ID \times 2 t \text{ silinder}$

OD = 8,8353 m

IDENTIFIKASI		
Nama alat	Tangki	
Kode alat	T-01	
Jumlah	4	Unit
Fungsi	Tempat Penyimpanan asam akrilat	
DATA DESIGN		
Tipe	Silinder <i>vertikal</i> dengan <i>head ellipsoidal</i>	

Temperatur	30	C
Tekanan	1	atm
DATA MEKANIK		
Volume tanki	65,6838	m ³
ID	8,8077	m
OD	8,8353	m
t silinder	0,0138	m
t head	0,0138	m
Tinggi tanki	28,6252	m
Lama penyimpanan	1	Hari
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA – 285 grade C</i>	

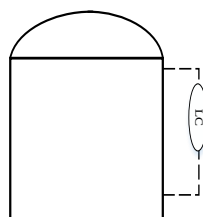
2. Tangki-02 (T-02)

Fungsi : Tempat penyimpanan methanol

Tipe : silinder vertikal dengan *head ellipsoidal*

Bahan konstruksi : *Carbon steel 5A-285 Grade C*

Gambar :



1. Data

Temperatur : 30°C

Tekanan In : 1 atm

Laju alir : 3.515,1457 kg/jam

Densitas : 782,6686 kg/m³

Waktu tinggal : 1 hari

Jumlah : 3 buah

2. Volume tangki

Massa = laju alir x waktu tinggal

Massa = 42.181,7483 kg/jam

$$Volume\ larutan = \frac{massa}{densitas}$$

Volume larutan = 53,8948 m³

volume tangki = volume larutan

Jumlah ini dilebihkan untuk factor keamanan 20%, sehingga :

Volume : 64.6737 m³

3. Diameter dan tinggi

Volume *shell* tangki (Vs)

Asumsi bahwa

Di : Hs = 1 : 3

Maka, Vs

Volume tutup tangki (Ve)

$$V_e = \frac{\pi}{24} D_i^3$$

Keterangan :

Di = diameter tangki

Hs = tinggi *shell* tangki

Volume tangki (V)

$$V = V_s + V_t$$

$$V = \frac{19}{24} \pi D_i^3$$

$$V = 64,6737 \text{ m}^3$$

$$D_i = 26,0169 \text{ m}$$

$$H_s = 3 \times D_i$$

$$H_s = 28,1850 \text{ m}$$

Head yang digunakan adalah *ellipsoidal*, berdasarkan tabel 10-60 buku perry:

$$\text{Tinggi Head (Hh)} = \frac{D_i}{4}$$

$$H_h = 2,1681 \text{ m}$$

$$\text{Total tinggi tangki} = H_s + H_h$$

$$H = 28,1850 \text{ m}$$

4. Tebal *shell* dan tutup

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = \frac{V \text{ larutan}}{V \text{ tangki}} \times H_s$$

$$\text{Tinggi larutan} = 39,3433$$

$$\text{Tekanan hidrolisis} = \rho \times g \times h$$

$$P_h = 166.294,7903 \text{ Pa}$$

$$= 1,6465 \text{ atm}$$

$$P_{total} = P_{desain} + P_{hidrostatik}$$

$$P_t = 2,6465 \text{ atm}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 0,2$$

$$P = 3,1758 \text{ atm}$$

Berdasarkan tabel 4 buku peter, dapat diketahui data data sebagai berikut :

$$D_a = 8,6723 \text{ m}$$

$$r_i = 4,3362 \text{ m}$$

$$E_j = 0,7 \text{ (spot examined)}$$

$$S = 13.609,1920 \text{ atm}$$

$$C_c = 1 \text{ mm/tahun}$$

$$\text{Waktu} = 12 \text{ tahun}$$

- a. Bagian *head* dan alas ellipsoidal

$$t = \frac{PDa}{2SE_j - 0,2P} + C_c$$

$$T \text{ head} = 0,0134 \text{ m}$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

Da = diameter kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = korosi yang diizinkan

- b. Bagian silinder

$$t = \frac{Pr_i}{SE_j - 0,6 P} + C_c$$

$$t \text{ silinder} = 0,0134 \text{ m}$$

keterangan :

P = Tekanan desain

ri = jari jari kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = tekanan kerja yang diizinkan

Cc = korosi yang diizinkan

- c. *Outside* diameter (OD)

$$OD = ID \times 2 \times t \text{ silinder}$$

$$OD = 8,6992 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Tangki	
Kode Alat	T-02	
Jumlah	2	Unit
Fungsi	Tempat Penyimpanan methanol	
DATA DESIGN		
Tipe	Silinder <i>vertikal</i> dengan <i>head ellipsoidal</i>	
Temperatur	30	C
Tekanan	1	atm
DATA MEKANIK		
Volume Tanki	64,6737	m ³
ID	8,6723	m
OD	8,6992	m
t silinder	0,0134	m
t head	0,0134	m
Tinggi Tanki	28,1850	m
Lama Penyimpanan	1	Hari
Bahan Konstruksi	Carbon steel SA – 285 grade C	

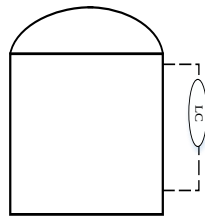
3. Tangki-03 (T-03)

Fungsi : Tempat penyimpanan katalis asam asetat

Tipe : Silinder *vertical* dengan *head ellipsoidal*

Bahan konstruksi : Carbon steel SA – 285 Grade C

Gambar :



1. Data-data

Temperatur	: 30°C
Tekanan ini	: 1 atm
Laju alir	: 1.300,1909 kg/jam
Densitas	: 2250,6137 kg/m ³
Waktu tinggal	: 1 Hari
Jumlah	: 1 buah

2. Volume tangki

$$\text{Massa} = \text{laju alir} \times \text{waktu tinggal}$$

$$\text{Massa} = 31.204,5810 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Volume larutan} = \frac{\text{massa}}{\text{densitas}}$$

$$\text{Volume larutan} = 13,8649 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki} = \text{volume larutan}$$

Jumlah ini dilebihkan untuk faktor keamanan 20%, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = 16,6373 \text{ m}^3$$

3. Diameter dan tinggi

$$\text{Volume shell tangki (Vs)} \quad (\text{Sumber: perry, 1973})$$

Asumsi bahwa

$$D_i : H_s = 1 : 3$$

Maka, Vs

Volume tutup tangki (V_e)

$$V_e = \frac{\pi}{24} D_i^3$$

Keterangan :

D_i = diameter tangki

H_s = tinggi *shell* tangki

Volume tangki (V)

$$V = V_s + V_t$$

$$V = \frac{19}{24} \pi D_i^3$$

$$V = 16,64 \text{ m}^3$$

$$D_i = 2,2310 \text{ m}$$

$$H_s = 3 \times D_i$$

$$H_s = 6,6931 \text{ m}$$

Head yang digunakan adalah *ellipsoidal*, berdasarkan tabel 10-60 buku perry:

$$\text{Tinggi Head (Hh)} = \frac{D_i}{4}$$

$$Hh = 0,5578 \text{ m}$$

$$\text{Total tinggi tangki} = H_s + Hh$$

$$H = 7,2508 \text{ m}$$

8. Tebal *shell* dan tutup

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = \frac{V \text{ larutan}}{V \text{ tangki}} \times H_s$$

$$\text{Tinggi larutan} = 5,5776 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan hidrolisis} = \rho \times g \times h$$

$$P_h = 123019,0654 \text{ Pa}$$

$$= 1,2180 \text{ atm}$$

$$P_{total} = P_{desain} + P_{hidrostatik}$$

$$P_t = 2,2180 \text{ atm}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 0,2$$

$$P = 2,2180 \text{ atm}$$

Berdasarkan tabel 4 buku Peter, dapat diketahui data data sebagai berikut :

$$D_a = 2,2310 \text{ m}$$

$$r_i = 1,1155 \text{ m}$$

$$E_j = 0,7 \text{ (spot examined)}$$

$$S = 13609,19 \text{ atm}$$

$$C_c = 1 \text{ mm/tahun}$$

$$\text{Waktu} = 12 \text{ tahun}$$

d. Bagian *head* dan alas ellipsoidal

$$t = \frac{PD_a}{2SE_j - 0,2P} + C_c$$

$$T_{head} = 0,0123 \text{ m}$$

Keterangan :

$$P = \text{tekanan desain}$$

$$D_a = \text{diameter kolom}$$

$$E_j = \text{effisiensi pengelasan}$$

$$S = \text{tekanan kerja yang diizinkan}$$

$$C_c = \text{korosi yang diizinkan}$$

e. Bagian silinder

$$t = \frac{Pr_i}{SE_j - 0,6P} + C_c$$

$$t_{\text{silinder}} = 0,0123 \text{ m}$$

keterangan :

P = tekanan desain

ri = jari jari kolom

Ej = efisiensi pengelasan

S = tekanan kerja yang diizinkan

Cc = korosi yang diizinkan

f. *Outside* diameter (OD)

OD = $ID + 2 t \text{ silinder}$

OD = 2,2557 m

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Tangki	
Kode Alat	T-03	
Jumlah	1	Unit
Fungsi	Tempat Penyimpanan asam sulfat	
DATA DESIGN		
Tipe	Silinder <i>vertikal</i> dengan <i>head ellipsoidal</i>	
Temperatur	30	C
Tekanan	1	atm
DATA MEKANIK		
Volume Tanki	16,6379	m ³
ID	2,2310	m
OD	2,2557	m
t silinder	0,0123	m
t head	0,0123	m
Tinggi tanki	7,2508	m
Lama penyimpanan	1	Hari
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA – 285 Grade C</i>	

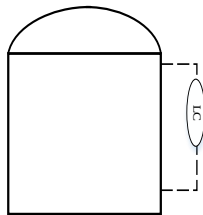
4. Tangki-04 (T-04)

Fungsi : Tempat penyimpanan produk metil akrilat

Tipe : Silinder *vertical* dengan *head ellipsoidal*

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA – 285 Grade C*

Gambar :



1. Data-data

Temperatur : 30°C

Tekanan ini : 1 atm

Laju alir : 9.367,6357 kg/jam

Densitas : 940,9029 kg/m³

Waktu tinggal : 1 Hari

Jumlah : 2 buah

2. Volume tangki

Massa = laju alir x waktu tinggal

Massa = 112.411,6504 kg/jam

Volume larutan = $\frac{massa}{densitas}$

Volume larutan = 119,4721 m³

Volume tangki = volume larutan

Jumlah ini dilebihkan untuk faktor keamanan 20%, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = 143,3665 \text{ m}^3$$

3. Diameter dan tinggi

a. Volume *shell* tangki (V_s)

(Sumber: perry, 1973)

Asumsi bahwa

$$D_i : H_s = 1 : 3$$

Maka, V_s

Volume tutup tangki (V_e)

$$V_e = \frac{\pi}{24} D_i^3$$

Keterangan :

D_i = diameter tangki

H_s = tinggi *shell* tangki

Volume tangki (V)

$$V = V_s + V_t$$

$$V = \frac{19}{24} \pi D_i^3$$

$$53,1216 = \frac{19}{24} \pi D_i^3$$

$$D_i = 19,2245 \text{ m}$$

$$H_s = 3 \times D_i$$

$$H_s = 57,6734 \text{ m}$$

Head yang digunakan adalah *ellipsoidal*, berdasarkan tabel 10-60 buku perry:

$$\text{Tinggi Head (Hh)} = \frac{D_i}{4}$$

$$Hh = 4,8061 \text{ m}$$

$$\text{Total tinggi tangki} = H_s + Hh$$

$$H = 62,4795 \text{ m}$$

- b. Tebal *shell* dan tutup

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = \frac{V \text{ larutsn}}{V \text{ tangki}} \times H_s$$

$$\text{Tinggi larutan} = 48,0612 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan hidrolisis} = \rho \times g \times h$$

$$P_h = 443.164,9375 \text{ Pa}$$

$$= 4,3878 \text{ atm}$$

$$P_{total} = P_{desain} + P_{hidrostatik}$$

$$P_t = 5,3878 \text{ atm}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 0,2$$

$$P = 6,4653 \text{ atm}$$

Berdasarkan tabel 4 buku Peter, dapat diketahui data data sebagai berikut :

$$D_a = 19,2245 \text{ m}$$

$$r_i = 9,6122 \text{ m}$$

$$E_j = 0,7 \text{ (spot examined)}$$

$$S = 13609,192 \text{ atm} \quad (\text{engineering handbook})$$

$$C_c = 1 \text{ mm/tahun}$$

$$\text{Waktu} = 12 \text{ tahun}$$

- c. Bagian *head* dan alas ellipsoidal

$$t = \frac{P D_a}{2 S E_j - 0,2 P} + C_c$$

$$T_{head} = 0,0185 \text{ m}$$

Keterangan :

$$P = \text{Tekanan desain}$$

$$D_a = \text{diameter kolom}$$

E_j = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

C_c = korosi yang diizinkan

d. Bagian silinder

$$t = \frac{Pr_i}{SE_j - 0,6 P} + C_c$$

t silinder = 0,0185 m

keterangan :

P = Tekanan desain

r_i = jari jari kolom

E_j = Effisiensi pengelasan

S = tekanan kerja yang diizinkan

C_c = korosi yang diizinkan

e. *Outside* diameter (OD)

$OD = ID + 2 t \text{ silinder}$

$OD = 19,2615 \text{ m}$

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Tangki	
Kode Alat	T-04	
Jumlah	2	Unit
Fungsi	Tempat penyimpanan produk metil akrilat	
DATA DESIGN		
Tipe	Silinder <i>vertikal</i> dengan <i>ellipsoidal head</i>	
Temperatur	30	C
Tekanan	1	atm

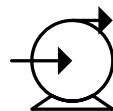
DATA MEKANIK		
Volume Tanki	143,3665	m ³
ID	19,2245	m
OD	19,2615	m
t silinder	0,0185	m
t head	0,0185	m
Tinggi tanki	62,4795	m
Lama penyimpanan	1	hari
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA – 285 Grade C</i>	

5. Pompa-1 (P-01)

Fungsi : Mengalirkan asam akrilat dari T-01 ke MP-01

Tipe : *Centrifugal pump*

Gambar :



1. Data data

Temperatur : 30°C

Densitas : 64,9189 lb/ft³

Viskositas : 1,01E+01 cP

: 2,433 lb/ ft jam

Tekanan uap : 0,0000 Psi

Safety factor : 0,1 %

Laju alir : 9133,3416 kg/jam = 20.135,5 lb/jam

a. kapasitas pompa (q)

$$q = \text{safety factor} \times \text{laju alir}$$

$$= 22149,1024 \text{ lb/jam}$$

b. Volumetric *flowrate* (Qf)

$$Q_f = q/\rho$$

$$Q_f = 341,1809 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0,0948 \text{ ft}^3/\text{s}$$

2. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$$D_{\text{opt}} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{\text{opt}} = 2,3237 \text{ in}$$

Dari appendix 6 McCabe, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

IPS	= 4 inch	= 0,333 ft
SN	= 40	
ID	= 4,026 inch	= 0,336 ft
OD	= 4,5 inch	= 0,375 ft
A	= 12,700 inch ²	= 0,088 ft ²
Ls	= 5 m	= 16,4 ft

Discharge Pipe

IPS	= 3 inch	= 0,250 ft
SN	= 40	
ID	= 3,068 inch	= 0,256 ft

$$\text{OD} = 3,500 \text{ inch} = 0,292 \text{ ft}$$

$$A = 7,380 \text{ inch}^2 = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$L_d = 25 \text{ m} = 82,0 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = 20 \text{ m} = 65,60 \text{ ft}$$

3. Perhitungan desain *suction*

a. *Suction Friction loss*, H_{fs}

Suction velocity, V_s :

$$V_s = Q_f/a$$

$$= 1,075 \text{ ft/s}$$

$$= 3868,5073 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 32,174 \text{ lbm ft/lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0,036 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 34.482,6206$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00045 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 34.482,6206$$

Maka *fanning factor* (f) = 0,008 (fig. 14.1 Peters)

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,0688 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0112 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas Penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas Penampang 2} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0.000$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$K_c = 0,4 (1,25 - 0) = 0.5000$$

c. *Fitting + Valve Friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0058$$

$$H_{ff} = 0,0359 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 0,0003 \text{ psi}$$

d. *Total suction friction loss, H_{fsuc}*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,1159 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0008 \text{ psi}$$

4. *Suction Pressure*

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft} = 7,3935 \text{ Psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 0,0008 \text{ psi}$$

$$\text{Total suction pressure} = 22,1 \text{ psi}$$

$$\text{Suction head, } H_s$$

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 49,01 \text{ ft}$$

5. *Net positive suction head required (NPSH_r)*

$$\text{NPSH}_r = \frac{gc}{g} \times \frac{P_{a'} - P_v}{\rho - H_{fs} - Z_a}$$

$$\text{NPSH}_r = 49,0050 \text{ ft}$$

Dimana :

$$P_{a'}/\rho = 32,6068 \text{ ft}$$

$$P_v/\rho = 0,00 \text{ ft}$$

$$G_c/g = 1$$

$$H_{fs} = 0,0018 \text{ ft}$$

$$Z_a = 16,40 \text{ ft}$$

$$\text{NPSH}_r = 49,0050 \text{ ft}$$

6. *Perhitungan Desain Discharge*

a. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, V_d :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 1,8492 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 6657,1874 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 32,1740 \text{ lbf ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{v d^2}{g c} = 0,1063 \text{ lbf ft/ lbfm}$$

Reynold number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 45.219,8594$$

Jika $Nre \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00059 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } Nre = 45.219,8594$$

$$\text{maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,0015 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$H_{fd} = 0,6245 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, Hfc*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,0332 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_3 = 0,0000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1 - 0)$$

$$K_c = 0,5000$$

c. *Fitting + Valve friction loss, Hff*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

Le/D = Ekivalen L/D untuk *valve* dan *fitting*

$Le/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$

$Le/D = (1 \times 7) + (2 \times 32)$ (tabel 13.1, Peters)

$Le/D = 39$

$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0045$

$H_{ff} = 0,1063 \text{ ft lbf/lb}$

d. *Total discharge friction loss, H_f suc*

$H_f \text{ suc} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$

$H_f \text{ suc} = 0,7460 \text{ ft lbf/lb}$

$H_f \text{ suc} = 0,3444 \text{ psi}$

7. *Discharge pressure*

Origin pressure = 1 atm = 17,6 Psi

Static head = 12 m = 39,36 ft = 17,7 psi

Total friction loss = 0,3 psi

Total discharge pressure = 35,0 psi

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$H_s = 77,72 \text{ ft}$

8. *Differential pressure (total pump)*

Discharge pressure = 35,0401 psi

Suction pressure = 22,0927 psi

$$\text{Total differential pressure} = 12,9473 \text{ psi}$$

9. Total head

$$\text{Discharge head, } H_d = 77,7242 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, } H_s = 49,0050 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 28,7191 \text{ ft (lbf/lb)}$$

10. Efisiensi pompa

$$\text{kapasitas pompa, } q_f = 42,5368 \text{ GpM}$$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 58,00\%$$

11. Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 96,1493 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm) } \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 1,8197 \text{ HP}$$

12. Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

$$\text{Efisiensi motor} = 82,00 \%$$

$$\text{MHP} = 2,1924 \text{ Hp}$$

$$\text{Dipilih pompa} = 3 \text{ HP} = 2,2371 \text{ Kw}$$

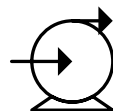
IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-01	
Jumlah		2 unit (1 unit cadangan)	
Fungsi		untuk mengalirkan asam akrilat ke HE-01	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Pump	
Kapasitas		20.135,55 lb/jam	
DATA MEKANIK			
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	22,0927	Tekanan	35,0401
Friksi (Psi)	0,0003	Friksi	0,3444
Efisiensi Pompa		58,00%	
Efisiensi Motor		83,00%	
Power		3	HP
NPSH		49,0050	ft
Bahan konstruksi	Carbon steel		

6. Pompa-2 (P-02)

Fungsi : Mengalirkan methanol menuju ke HE-02

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



1. Data data

Temperatur : 30°C

Densitas : 782,6686 lb/ft³

Viskositas	: 1,01E+00 cP
	: 2,005 lb/ ft jam
Tekanan uap	: 4,0709E-21 Psi
Safety factor	: 0,1 %
Laju alir	: 3509,87297 kg/jam = 7737,94 lb/jam

a. kapasitas pompa (q)

$$q = \text{safety factor} \times \text{laju alir}$$

$$= 8511,7298 \text{ lb/jam}$$

b. Volumetric flowrate (Qf)

$$Q_f = q / \rho$$

$$Q_f = 10,8753 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0,0030 \text{ ft}^3/\text{s}$$

2. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (Dopt) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$$D_{\text{opt}} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{\text{opt}} = 0,6812 \text{ in}$$

Dari appendix 6 McCabe, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

IPS	= 4 inch	= 0,333 ft
SN	= 40	
ID	= 4,026 inch	= 0,336 ft
OD	= 4,5 inch	= 0,375 ft

$$A = 12,700 \text{ inch}^2 = 0,088 \text{ ft}^2$$

$$L_s = 5 \text{ m} = 16,4 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\begin{aligned} \text{IPS} &= 3 \text{ inch} = 0,250 \text{ ft} \\ \text{SN} &= 40 \\ \text{ID} &= 3,068 \text{ inch} = 0,256 \text{ ft} \\ \text{OD} &= 3,500 \text{ inch} = 0,292 \text{ ft} \\ A &= 7,380 \text{ inch}^2 = 0,051 \text{ ft}^2 \\ L_d &= 25 \text{ m} = 82,0 \text{ ft} \\ \Delta Z &= 20 \text{ m} = 65,60 \text{ ft} \end{aligned}$$

3. Perhitungan desain *suction*

a. *Suction Friction loss, Hfs*

Suction velocity, V_s :

$$\begin{aligned} V_s &= Qf/a \\ &= 0,034 \text{ ft/s} \\ &= 123,3101 \text{ ft/jam} \\ G_c &= 32,174 \text{ lbm ft/lbf s}^2 \end{aligned}$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0,000 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 16.151,6441$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00045 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 16.151,6441$$

$$\text{Maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,0088 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,0001 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas Penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas Penampang 2} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0.000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1,25 - 0) = 0.5000$$

c. *Fitting + Valve Friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 0,0000 \text{ psi}$$

- d. Total *suction friction loss*, H_{fsuc}

$$H_{f\text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f\text{ suc}} = 0,0001 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f\text{ suc}} = 0,0000 \text{ psi}$$

4. *Suction Pressure*

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft} = 89,1373 \text{ Psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 0,0000 \text{ psi}$$

$$\text{Total suction pressure} = 103,8 \text{ psi}$$

Suction head, H_s

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 19,10 \text{ ft}$$

5. *Net positive suction head required (NPSHr)*

$$NPSH_r = \frac{gc}{g} \times \frac{P_{a'} - P_v}{\rho - H_{fs} - Z_a}$$

$$NPSH_r = 19,1046 \text{ ft}$$

Dimana :

$$P_{a'}/\rho = 2,7046 \text{ ft}$$

$$P_v/\rho = 0,00 \text{ ft}$$

$$G_c/g = 1$$

$$H_{fs} = 0,0000 \text{ ft}$$

$$Z_a = 16,40 \text{ ft}$$

6. *Perhitungan Desain Discharge*

- a. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, V_d :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 0,0589 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 212,2003 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 32,1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V_d^2}{g_c} = 0,0001 \text{ lbf ft/ lbm}$$

Reynold number (N_{Re}) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 21.180,9620$$

Jika $N_{Re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00059 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{Re} = 21.180,9620$$

maka *fanning factor* (f) = 0,0083 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fd} = 0,0007 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss*, H_{fc}

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1 - 0)$$

$$K_c = 0,5000$$

c. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

Le/D = Ekivalen L/D untuk *valve* dan *fitting*

Le/D = 1 *gate valve* + 2 *elbow* 90° std

Le/D = (1 x 7) + (2 x 32) (tabel 13.1, Peters)

Le/D = 39

H_{ff} = 2 x 0,1834 x 39 x 0,0045

H_{ff} = 0,0001 ft lbf/lb

d. *Total discharge friction loss, H_f suc*

H_f suc = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}

H_f suc = 0,0008 ft lbf/lb

H_f suc = 0,0046 psi

7. *Discharge pressure*

Origin pressure = 1 atm = 17,6 Psi

Static head = 12 m = 39,36 ft = 213,9 psi

Total friction loss = 0,0 psi

Total discharge pressure = 231,6 psi

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 42,60 \text{ ft}$$

8. Differential pressure (total pump)

$$\text{Discharge pressure} = 231,5648 \text{ psi}$$

$$\text{Suction pressure} = 103,8373 \text{ psi}$$

$$\text{Total differential pressure} = 127,7276 \text{ psi}$$

9. Total head

$$\text{Discharge head, } H_d = 42,6047 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, } H_s = 19,1046 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 23,5001 \text{ ft (lbf/lb)}$$

10. Efisiensi pompa

$$\text{kapasitas pompa, } q_f = 1,3559 \text{ GpM}$$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 57,00\%$$

11. Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 88,0996 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm) } \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 0,6719 \text{ HP}$$

12. Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 piter (hal 521) diperoleh :

Effisiensi motor = 78,00 %

MHP = 0,8615 Hp

Dipilih pompa = 3 HP = 2,2371 Kw

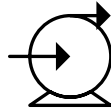
IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-02	
Jumlah		2 unit (1 unit cadangan)	
Fungsi		untuk mengalirkan methanol ke HE-02	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal pump	
Kapasitas		7737,94 lb/jam	
DATA MEKANIK			
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	103,8373	Tekanan	231,5648
Fraksi (Psi)	0,0000	Friksi	0,0046
Efisiensi Pompa		57,00%	
Efisiensi Motor		78,00%	
Power		3 HP	
NPSH		19,1046 ft	
Bahan konstruksi		Carbon steel	

7. Pompa-3 (P-03)

Fungsi : Mengalirkan asam asetat ke R-01

Tipe : *Centrifugal pump*

Gambar :



1. Data data

Temperatur	: 30°C
Densitas	: 2250,6137 lb/ft ³
Viskositas	: 1,58E+01 cP
	: 38,329 lb/ ft jam
Tekanan uap	: 13,5951 Psi
Safety factor	: 0,1 %
Laju alir	: 24,2256 kg/jam = 53,4083 lb/jam

a. kapasitas pompa (q)

$$q = \text{safety factor} \times \text{laju alir}$$

$$= 58,2490 \text{ lb/jam}$$

b. Volumetric flowrate (Qf)

$$Q_f = q/\rho$$

$$Q_f = 0,0259 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0,0000 \text{ ft}^3/\text{s}$$

2. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$$D_{\text{opt}} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{\text{opt}} = 0,0517 \text{ in}$$

Dari appendix 6 McCabe, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

IPS	= 4 inch	= 0,333 ft
SN	= 40	
ID	= 4,026 inch	= 0,336 ft
OD	= 4,5 inch	= 0,375 ft
A	= 12,700 inch ²	= 0,088 ft ²
Ls	= 5 m	= 16,4 ft

Discharge Pipe

IPS	= 3 inch	= 0,250 ft
SN	= 40	
ID	= 3,068 inch	= 0,256 ft
OD	= 3,500 inch	= 0,292 ft
A	= 7,380 inch ²	= 0,051 ft ²
Ld	= 25 m	= 82,0 ft
ΔZ	= 20 m	= 65,60 ft

3. Perhitungan desain *suction*a. *Suction Friction loss*, Hfs

Suction velocity, Vs :

$$\begin{aligned}
 V_s &= Qf/a \\
 &= 0,000 \text{ ft/s} \\
 &= 0,2935 \text{ ft/jam} \\
 G_c &= 32,174 \text{ lbm ft/lbf s}^2 \\
 \frac{V^2}{2g_c} &= 0,000 \text{ lbf ft/ lbm}
 \end{aligned}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 5,7811$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00045 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 5,7811$$

$$\text{Maka } fanning \text{ factor (f)} = 0,005 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 2,4759E-10 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 6,45405E-11 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas Penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas Penampang 2} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0.000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1,25 - 0) = 0,5000$$

c. *Fitting + valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 0,0000 \text{ psi}$$

d. *Total suction friction loss, H_{fsuc}*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0000 \text{ psi}$$

4. *Suction pressure*

$$\text{Origin pressure} = 2 \text{ atm} = 28,3 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft} = 256,3199 \text{ Psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 0,0000 \text{ psi}$$

$$\text{Total suction pressure} = 284,6 \text{ psi}$$

Suction head, H_s

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{g_c} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 18,21 \text{ ft}$$

5. *Net positive suction head required (NPSH_r)*

$$\text{NPSH}_r = \frac{g_c}{g} \times \frac{P_{a'} - P_v}{\rho - H_{fs} - Z_a}$$

$$\text{NPSH}_r = 17,3405 \text{ ft}$$

Dimana :

$$P_a'/\rho = 1,8104 \text{ ft}$$

$$P_v/\rho = 0,87 \text{ ft}$$

$$G_c/g = 1$$

$$H_{fs} = 0,0000 \text{ ft}$$

$$Z_a = 16,40 \text{ ft}$$

6. Perhitungan desain *discharge*

a. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, V_d :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 0,0001 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 0,5050 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 32,1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V_d^2}{g_c} = 0,0000 \text{ lbf ft/ lbm}$$

Reynold number (N_{re}) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 7,5813$$

Jika N_{re} >> 2100 maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*commercial steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00059 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 7,5813$$

maka *fanning factor* (f) = 0,004 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fd} = 1,9167\text{E-}09 \text{ lbf/lb}$$

- b. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 1,9113E-09 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1 - 0)$$

$$K_c = 0,5000$$

- c. *Fitting + valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

$$L_e/D = \text{Ekivalen L/D untuk valve dan fitting}$$

$$L_e/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$$

$$L_e/D = (1 \times 7) + (2 \times 32) \quad (\text{tabel 13.1, Peters})$$

$$L_e/D = 39$$

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0045$$

$$H_{ff} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

- d. *Total discharge friction loss, H_{f suc}*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_f \text{ suc} = 0,0000 \text{ psi}$$

7. Discharge pressure

Origin pressure	= 1 atm	= 17,6 Psi
Static head	= 12 m = 39,36 ft	= 615,2 psi
Total friction loss	= 0,0 psi	
Total discharge pressure	= 632,8 psi	

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 40,49 \text{ ft}$$

8. Differential pressure (total pump)

Discharge pressure	= 632,8076 psi
Suction pressure	= 284,6150 psi
Total differential pressure	= 348,1927 psi

9. Total head

Discharge head, H_d	= 40,4887 ft(lbf/lb)
Suction head, H_s	= 18,2104 ft(lbf/lb)
Total head	= 22,2783 ft (lbf/lb)

10. Efisiensi pompa

$$\text{kapasitas pompa, } q_f = 0,0032 \text{ GpM}$$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 45,00\%$$

11. Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 87,8773 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas,Gpm) } \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 0,0057 \text{ HP}$$

12. Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

$$\text{Effisiensi motor} = 78,00 \%$$

$$\text{MHP} = 0,0074 \text{ Hp}$$

$$\text{Dipilih pompa} = 12 \text{ HP} = 8,9484 \text{ Kw}$$

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-03	
Jumlah		2 unit (1 unit cadangan)	
Fungsi		untuk mengalirkan asam sulfat ke R-01	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Pump	
Kapasitas		53,41 lb/jam	
DATA MEKANIK			
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	284,6150	Tekanan	632,8078
Fraksi (Psi)	0,0000	Fraksi	0,0000
Efisiensi Pompa		45,00%	
Efisiensi Motor		78,00%	
Power		12 HP	

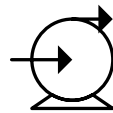
NPSH	17,3405 ft
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>

8. Pompa-4 (P-04)

Fungsi : Mengalirkan R-01 ke FD-01

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



1. Data data

Temperatur : 80°C

Densitas : 54,9492 lb/ft³

Viskositas : 6,39E-01 cP

: 1,545 lb/ ft jam

Tekanan uap : 1,39E+01 Psi

Safety factor : 0,1 %

Laju alir : 14.302,0996 kg/jam = 31.530,7 lb/jam

a. kapasitas pompa (q)

$$q = \text{*safety factor*} \times \text{laju alir}$$

$$= 34.683,7643 \text{ lb/jam}$$

b. Volumetric *flowrate* (Qf)

$$Qf = q/\rho$$

$$Qf = 631,1967 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0,1753 \text{ ft}^3/\text{s}$$

2. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$$D_{opt} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 2,9991 \text{ in}$$

Dari appendix 6 Mccabe, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

IPS	= 4 inch	= 0,333 ft
SN	= 40	
ID	= 4,026 inch	= 0,336 ft
OD	= 4,5 inch	= 0,375 ft
A	= 12,700 inch ²	= 0,088 ft ²
Ls	= 5 m	= 16,4 ft

Discharge Pipe

IPS	= 3 inch	= 0,250 ft
SN	= 40	
ID	= 3,068 inch	= 0,256 ft
OD	= 3,500 inch	= 0,292 ft
A	= 7,380 inch ²	= 0,051 ft ²
Ld	= 25 m	= 82,0 ft
ΔZ	= 20 m	= 65,60 ft

3. Perhitungan desain *suction*

a. *Suction friction loss, Hfs*

Suction velocity, V_s :

$$\begin{aligned} V_s &= Q_f/a \\ &= 1,988 \text{ ft/s} \\ &= 7156,8764 \text{ ft/jam} \end{aligned}$$

$$G_c = 32,174 \text{ lbm ft/lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0,123 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 85.384,4892$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00045 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 85.384,4892$$

Maka *fanning factor* (f) = 0,0082 (fig. 14.1 Peters)

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,2415 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, Hfc*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0384 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \text{ (Eq. 5.65 Mc. Cabe)}$$

$$A_1 = \text{Luas Penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas Penampang 2} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0.000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1,25 - 0) = 0,5000$$

c. Fitting + Valve Friction loss, H_{ff}

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \text{ (Eq. 5.7 Mc.Cabe)}$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 0,1228 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 0,0005 \text{ psi}$$

d. Total *suction friction loss*, H_{fsuc}

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,4027 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0018 \text{ psi}$$

4. Suction Pressure

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 28,6 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft} = 6,2581 \text{ Psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 0,0018 \text{ psi}$$

$$\text{Total suction pressure} = 34,8 \text{ psi}$$

Suction head, H_s

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{g_c} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 91,25 \text{ ft}$$

5. *Net positive suction head required (NPSHr)*

$$\text{NPSHr} = \frac{gC}{g} \times \frac{Pa' - PV}{\rho - Hfs - Za}$$

$$\text{NPSHr} = 54,9182 \text{ ft}$$

Dimana :

$$Pa'/\rho = 74,8526 \text{ ft}$$

$$Pv/\rho = 36,33 \text{ ft}$$

$$Gc/g = 1$$

$$Hfs = 0,0047 \text{ ft}$$

$$Za = 16,40 \text{ ft}$$

6. Perhitungan Desain *Discharge*

a. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$Vd = Qf/a$$

$$Vd = 3,4211 \text{ ft/s}$$

$$Vd = 12.316,0340 \text{ ft/jam}$$

$$Gc = 32,1740 \text{ lbf ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{Vd^2}{gc} = 0,3638 \text{ lbf ft/ lbf}$$

Reynold number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 111.971,6115$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00059 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 111.971,6115$$

$$\text{maka } fanning \text{ factor (f)} = 0,008 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$H_{fd} = 2,2800 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,1137 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1 - 0)$$

$$K_c = 0,5000$$

c. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

$$L_e/D = \text{Ekivalen } L/D \text{ untuk } valve \text{ dan } fitting$$

$$L_e/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$$

$$Le/D = (1 \times 7) + (2 \times 32) \text{ (tabel 13.1, Peters)}$$

$$Le/D = 39$$

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0045$$

$$H_{ff} = 0,3638 \text{ ft lbf/lb}$$

d. *Total discharge friction loss, H_{f suc}*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 2,7575 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 1,0522 \text{ psi}$$

7. *Discharge pressure*

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 17,6 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 12 \text{ m} = 39,36 \text{ ft} = 15,0 \text{ psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 1,1 \text{ psi}$$

$$\text{Total discharge pressure} = 31,6 \text{ psi}$$

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 87,40 \text{ ft}$$

8. *Differential pressure (total pump)*

$$\text{Discharge pressure} = 31,6072 \text{ psi}$$

$$\text{Suction pressure} = 34,8195 \text{ psi}$$

$$\text{Total differential pressure} = 3,2122 \text{ psi}$$

9. *Total head*

$$\text{Discharge head, H}_d = 82,8299 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, H}_s = 91,2479 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 8,4180 \text{ ft (lbf/lb)}$$

10. Efisiensi pompa

kapasitas pompa, $q_f = 78,6974 \text{ GpM}$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

Effisiensi pompa = 78,00%

11. Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$W_s = 93,4386 \text{ ft(lbf/lb)}$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm} \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff. pompa}}$$

$\text{BHP} = 1,6649 \text{ HP}$

12. Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

Effisiensi motor = 82,50 %

$\text{MHP} = 2,0180 \text{ Hp}$

Dipilih pompa = 3 HP = 2,2371 Kw

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	P-04
Jumlah	2 unit (1 unit cadangan)
Fungsi	untuk mengalirkan produk dari R-01 ke FD-01
DATA DESAIN	
Tipe	Centrifugal Pump

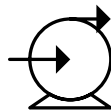
Kapasitas	31.530,69 lb/jam		
DATA MEKANIK			
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	34,8195	Tekanan	31,6072
Friksi (Psi)	0,0005	Friksi	1,30522
Efisiensi Pompa		78,00%	
Efisiensi Motor		82,50%	
Power		3	HP
NPSH		54,9182	ft
Bahan konstruksi	Carbon steel		

9. Pompa-5 (P-05)

Fungsi : Mengalirkan dari FD-01 ke HE-04

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



1. Data data

Temperatur : 80°C

Densitas : 54,9492 lb/ft³

Viskositas : 6,16E-01 cP

: 1,490 lb/ ft jam

Tekanan uap : 1,93E+01 Psi

Safety factor : 0,1 %

Laju alir : 14.266,94815 kg/jam = 31453,2 lb/jam

c. kapasitas pompa (q)

$$q = \text{safety factor} \times \text{laju alir}$$

$$= 34.598,5191 \text{ lb/jam}$$

d. Volumetric *flowrate* (Qf)

$$Q_f = q / \rho$$

$$Q_f = 637,1969 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0,1770 \text{ ft}^3/\text{s}$$

2. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$$D_{\text{opt}} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{\text{opt}} = 3,0073 \text{ in}$$

Dari appendix 6 McCabe, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

IPS	= 4 inch	= 0,333 ft
SN	= 40	
ID	= 4,026 inch	= 0,336 ft
OD	= 4,5 inch	= 0,375 ft
A	= 12,700 inch ²	= 0,088 ft ²
Ls	= 5 m	= 16,4 ft

Discharge Pipe

IPS	= 3 inch	= 0,250 ft
SN	= 40	

ID	= 3,068 inch	= 0,256 ft
OD	= 3,500 inch	= 0,292 ft
A	= 7,380 inch ²	= 0,051 ft ²
Ld	= 25 m	= 82,0 ft
ΔZ	= 20 m	= 65,60 ft

3. Perhitungan desain *suction*

a. *Suction Friction loss*, Hfs

Suction velocity, Vs :

$$\begin{aligned}
 V_s &= Qf/a \\
 &= 2,007 \text{ ft/s} \\
 &= 7.224,9092 \text{ ft/jam}
 \end{aligned}$$

$$G_c = 32,174 \text{ lbf ft/lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0,125 \text{ lbf ft/ lbf}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 88.312,9918$$

Jika $N_{Re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00045 \text{ (F9f. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{Re} = 88.312,9918$$

Maka *fanning factor* (f) = 0,007 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,2101 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0391 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas Penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas Penampang 2} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0.000$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$K_c = 0,4 (1,25 - 0) = 0.5000$$

c. *Fitting + Valve Friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 0,1252 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 0,0005 \text{ psi}$$

d. *Total suction friction loss, H_{fsuc}*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,3744 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0016 \text{ psi}$$

4. Suction Pressure

$$\text{Origin pressure} = 2 \text{ atm} = 34,0 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft} = 6,1839 \text{ Psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 0,0016 \text{ psi}$$

$$\text{Total suction pressure} = 40,2 \text{ psi}$$

Suction head, H_s

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 106,65 \text{ ft}$$

5. Net positive suction head required (NPSH_r)

$$\text{NPSH}_r = \frac{gc}{g} \times \frac{P_{a'} - P_v}{\rho - H_{fs} - Z_a}$$

$$\text{NPSH}_r = 55,3806 \text{ ft}$$

Dimana :

$$P_{a'}/\rho = 90,2575 \text{ ft}$$

$$P_v/\rho = 51,27 \text{ ft}$$

$$G_c/g = 1$$

$$H_{fs} = 0,0042 \text{ ft}$$

$$Z_a = 16,40 \text{ ft}$$

6. Perhitungan Desain Discharge

a. Discharge friction loss

Discharge velocity, V_d :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 3,4536 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 12.433,1094 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 32,1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V_d^2}{g_c} = 0,3707 \text{ lbf ft/ lbm}$$

Reynold number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 115.811,9946$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00059 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 115.811,9946$$

maka *fanning factor* (f) = 0,007 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fd} = 2,0331 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, Hfc*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,1159 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1 - 0)$$

$$K_c = 0,5000$$

c. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

Le/D = Ekvivalen L/D untuk *valve* dan *fitting*

Le/D = 1 *gate valve* + 2 *elbow* 90° std

Le/D = (1 x 7) + (2 x 32) (tabel 13.1, Peters)

Le/D = 39

H_{ff} = 2 x 0,1834 x 39 x 0,0045

H_{ff} = 0,3707 ft lbf/lb

d. *Total discharge friction loss, H_f suc*

H_f suc = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}

H_f suc = 2,5197 ft lbf/lb

H_f suc = 0,9501 psi

7. *Discharge pressure*

Origin pressure = 1 atm = 17,6 Psi

Static head = 12 m = 39,36 ft = 14,8 psi

Total friction loss = 1,0 psi

Total discharge pressure = 31,5 psi

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{ft^2}}{\text{density}}$$

H_s = 83,62 ft

8. *Differential pressure (total pump)*

$$\text{Discharge pressure} = 31,5314 \text{ psi}$$

$$\text{Suction pressure} = 40,2156 \text{ psi}$$

$$\text{Total differential pressure} = 8,6842 \text{ psi}$$

9. Total head

$$\text{Discharge head, } H_d = 83,6221 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, } H_s = 106,6529 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 23,0308 \text{ ft (lbf/lb)}$$

10. Efisiensi pompa

$$\text{kapasitas pompa, } q_f = 79,4427 \text{ GpM}$$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 65,00\%$$

11. Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 88,7536 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm) } \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 2,3858 \text{ HP}$$

12. Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

$$\text{Efisiensi motor} = 81,00 \%$$

$$\text{MHP} = 2,9455 \text{ Hp}$$

$$\text{Dipilih pompa} = 3 \text{ HP} = 2,2371 \text{ Kw}$$

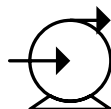
IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-05	
Jumlah		2 unit (1 unit cadangan)	
Fungsi		untuk mengalirkan produk FD-01 ke HE-04	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Pump	
Kapasitas		31.453,20 lb/jam	
DATA MEKANIK			
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	40,2156	Tekanan	31,5314
Friksi (Psi)	0,0005	Friksi	0,9501
Efisiensi Pompa		65,00%	
Efisiensi Motor		81,00%	
Power		3	HP
NPSH		55,3806	ft
Bahan konstruksi	Carbon steel		

10. Pompa-6 (P-06)

Fungsi : Mengalirkan dari CO-01 ke MP-01

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



1. Data data

Temperatur : 30°C

Densitas	: 53,8827 lb/ft ³
Viskositas	: 8,99E-01cP
	: 2,175 lb/ ft jam
Tekanan uap	: 1,24E+00Psi
Safety factor	: 0,1 %
Laju alir	: 35,45326232 kg/jam = 78,161 lb/jam

a. kapasitas pompa (q)

$$q = \text{safety factor} \times \text{laju alir}$$

$$= 85,9771 \text{ lb/jam}$$

b. Volumetric flowrate (Qf)

$$Q_f = q / \rho$$

$$Q_f = 1,5956 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0,0004 \text{ ft}^3/\text{s}$$

2. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (Dopt) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$$D_{opt} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 0,202832141 \text{ in}$$

Dari appendix 6 McCabe, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

$$\text{IPS} = 4 \text{ inch} = 0,333 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ inch} = 0,336 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 4,5 \text{ inch} &= 0,375 \text{ ft} \\
 A &= 12,700 \text{ inch}^2 &= 0,088 \text{ ft}^2 \\
 L_s &= 5 \text{ m} &= 16,4 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Discharge Pipe

$$\begin{aligned}
 \text{IPS} &= 3 \text{ inch} &= 0,250 \text{ ft} \\
 \text{SN} &= 40 \\
 \text{ID} &= 3,068 \text{ inch} &= 0,256 \text{ ft} \\
 \text{OD} &= 3,500 \text{ inch} &= 0,292 \text{ ft} \\
 A &= 7,380 \text{ inch}^2 &= 0,051 \text{ ft}^2 \\
 L_d &= 25 \text{ m} &= 82,0 \text{ ft} \\
 \Delta Z &= 20 \text{ m} &= 65,60 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

3. Perhitungan desain *suction*

a. *Suction Friction loss, H_{fs}*

Suction velocity, V_s :

$$\begin{aligned}
 V_s &= Q_f/a \\
 &= 0,005 \text{ ft/s} \\
 &= 18,0922 \text{ ft/jam}
 \end{aligned}$$

$$G_c = 32,174 \text{ lbf ft/lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0,000 \text{ lbf ft/lbf}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 150,3547$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00045 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 150.3547$$

$$\text{Maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,0082 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas Penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas Penampang 2} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0.000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1,25 - 0) = 0.5000$$

c. *Fitting + Valve Friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 0,0000 \text{ psi}$$

d. Total *suction friction loss*, H_{fsuc}

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,000 \text{ f0t lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0000 \text{ psi}$$

4. Suction Pressure

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 15,9 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft} = 6,1366 \text{ Psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 0,0000 \text{ psi}$$

$$\text{Total suction pressure} = 22,1 \text{ psi}$$

Suction head, H_s

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 58,99 \text{ ft}$$

5. Net positive suction head required (NPSH_r)

$$\text{NPSH}_r = \frac{gc}{g} \times \frac{P_{a'} - P_v}{\rho - H_{fs} - Z_a}$$

$$\text{NPSH}_r = 55,6853 \text{ ft}$$

Dimana :

$$P_{a'}/\rho = 42,5833 \text{ ft}$$

$$P_v/\rho = 3,30 \text{ ft}$$

$$G_c/g = 1$$

$$H_{fs} = 0,0000 \text{ ft}$$

$$Z_a = 16,40 \text{ ft}$$

6. Perhitungan Desain *Discharge*

a. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 0,0086 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 31,1343 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 32,1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V_d^2}{g_c} = 0,0000 \text{ lbf ft/ lbm}$$

Reynold number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 197,1723$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00059 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 197,1723$$

$$\text{maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,0091 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$H_{fd} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, Hfc*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1 - 0)$$

$$K_c = 0,5000$$

c. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

$$L_e/D = \text{Ekivalen L/D untuk valve dan fitting}$$

$$L_e/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$$

$$L_e/D = (1 \times 7) + (2 \times 32) \text{ (tabel 13.1, Peters)}$$

$$L_e/D = 39$$

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0045$$

$$H_{ff} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

d. *Total discharge friction loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0000 \text{ psi}$$

7. *Discharge pressure*

Origin pressure	= 1 atm	= 17,6 Psi
-----------------	---------	------------

Static head	= 12 m = 39,36 ft	= 14,7 psi
-------------	-------------------	------------

Total friction loss	= 0,0 psi
---------------------	-----------

Total discharge pressure	= 32,4psi
--------------------------	-----------

Discharge Head, Hs

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 86,50 \text{ ft}$$

8. *Differential pressure (total pump)*

$$\text{Discharge pressure} = 32,3679 \text{ psi}$$

$$\text{Suction pressure} = 22,0726 \text{ psi}$$

$$\text{Total differential pressure} = 10,2954 \text{ psi}$$

9. *Total head*

$$\text{Discharge head, } H_d = 86,5024 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, } H_s = 58,9883 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 27,5141 \text{ ft (lbf/lb)}$$

10. *Efisiensi pompa*

$$\text{kapasitas pompa, } q_f = 0,1989 \text{ GpM}$$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 63,00\%$$

11. *Break Horse Power*

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 93,1152 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm) } \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 0,0064 \text{ HP}$$

12. *Requirement drive (besarnya tenaga pompa)*

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

Effisiensi motor = 83%

MHP = 0,0077 Hp

Dipilih pompa = 3 HP = 2,2371 Kw

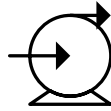
IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-06	
Jumlah		2 unit (1 unit cadangan)	
Fungsi		Untuk mengalirkan komponen dari CO-01 ke MP-01	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Pump	
Kapasitas		78,16 lb/jam	
DATA MEKANIK			
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	22,0726	Tekanan	32,3679
Friksi (Psi)	0,0000	Friksi	0,0000
Efisiensi Pompa		63,00%	
Efisiensi Motor		83,00%	
Power		6	HP
NPSH		55,6853	ft
Bahan konstruksi		Carbon steel	

11. Pompa-7 (P-07)

Fungsi : Mengalirkan produk dari FD-01 ke HE-02

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



1. Data data

Temperatur	: 88°C
Densitas	: 54.2980 lb/ft ³
Viskositas	: 6,16E-01 cP
	: 1,490 lb/ ft jam
Tekanan uap	: 1,93E+01Psi
Safety factor	: 0,1 %
Laju alir	: 14389.44214 kg/jam = 31723.25194 lb/jam

c. kapasitas pompa (q)

$$q = \text{safety factor} \times \text{laju alir}$$

$$= 34895,5771 \text{ lb/jam}$$

d. Volumetric flowrate (Qf)

$$Q_f = q / \rho$$

$$Q_f = 642,6677 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0.1785 \text{ ft}^3/\text{s}$$

2. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$$D_{\text{opt}} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{\text{opt}} = 3,018869305 \text{ in}$$

Dari appendix 6 McCabe, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

IPS	= 4 inch	= 0,333 ft
SN	= 40	
ID	= 4,026 inch	= 0,336 ft
OD	= 4,5 inch	= 0,375 ft
A	= 12,700 inch ²	= 0,088 ft ²
Ls	= 5 m	= 16,4 ft

Discharge Pipe

IPS	= 3 inch	= 0,250 ft
SN	= 40	
ID	= 3,068 inch	= 0,256 ft
OD	= 3,500 inch	= 0,292 ft
A	= 7,380 inch ²	= 0,051 ft ²
Ld	= 25 m	= 82,0 ft
ΔZ	= 20 m	= 65,60 ft

3. Perhitungan desain *suction*e. *Suction Friction loss*, Hfs

Suction velocity, Vs :

$$\begin{aligned}
 V_s &= Qf/a \\
 &= 2,024 \text{ ft/s} \\
 &= 7286,9413 \text{ ft/jam} \\
 G_c &= 32,174 \text{ lbm ft/lbf s}^2 \\
 \frac{V^2}{2g_c} &= 0,127 \text{ lbf ft/ lbm}
 \end{aligned}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 89.071,2346$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00045 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 89.071,2346$$

Maka *fanning factor* (f) = 0,008 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,2137 \text{ ft lbf/lb}$$

f. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0398 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas Penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas Penampang 2} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0.000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1,25 - 0) = 0.5000$$

g. *Fitting + Valve Friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 0,1273 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 0,0005 \text{ psi}$$

h. Total *suction friction loss*, H_{fsuc}

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,3809 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0016 \text{ psi}$$

4. Suction Pressure

$$\text{Origin pressure} = 2 \text{ atm} = 34,0 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft} = 6,1839 \text{ Psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 0,0016 \text{ psi}$$

$$\text{Total suction pressure} = 40,2 \text{ psi}$$

Suction head, H_s

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{g_c} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 106,65 \text{ ft}$$

5. Net positive suction head required (NPSHr)

$$\text{NPSHr} = \frac{g_c}{g} \times \frac{P_{a'} - P_V}{\rho - H_{fs} - Z_a}$$

$$\text{NPSHr} = 55,3805 \text{ ft}$$

Dimana :

$$P_{a'}/\rho = 90,2572 \text{ ft}$$

$$P_v/\rho = 51,27 \text{ ft}$$

$$G_c/g = 1$$

$$H_{fs} = 0,0043 \text{ ft}$$

$$Z_a = 16,40 \text{ ft}$$

6. Perhitungan Desain *Discharge*

a. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = \text{ft/s}$$

$$V_d = 12539,9583 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 32,1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V_d^2}{g_c} = 0,3771 \text{ lbf ft/ lbm}$$

Reynold number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 116.806,3400$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00059 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 116.806,3400$$

maka *fanning factor* (f) = 0,007 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fd} = 2,0682 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, Hfc*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,1178 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1 - 0)$$

$$K_c = 0,5000$$

c. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

$$L_e/D = \text{Ekivalen L/D untuk valve dan fitting}$$

$$L_e/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$$

$$L_e/D = (1 \times 7) + (2 \times 32) \text{ (tabel 13.1, Peters)}$$

$$L_e/D = 39$$

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0045$$

$$H_{ff} = 0,3771 \text{ ft lbf/lb}$$

d. *Total discharge friction loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 2,5632 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,9665 \text{ psi}$$

7. Discharge pressure

Origin pressure	= 1 atm	= 17,6 Psi
Static head	= 12 m = 39,36 ft	= 14,8 psi
Total friction loss	= 1,0 psi	
Total discharge pressure	= 31,5 psi	

Discharge Head, Hs

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 83,58 \text{ ft}$$

8. Differential pressure (total pump)

Discharge pressure	= 31,5150 psi
Suction pressure	= 40,2155 psi
Total differential pressure	= -8,7006 psi

9. Total head

Discharge head, Hd	= 83,5787 ft(lbf/lb)
Suction head, Hs	= 106,6529 ft(lbf/lb)
Total head	= -23,0742 ft (lbf/lb)

10. Efisiensi pompa

kapasitas pompa, qf = 80,1248 GpM

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

Effisiensi pompa = 65,00%

11. Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 42,6507 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm} \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 1,1564 \text{ HP}$$

12. Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

$$\text{Effisiensi motor} = 81 \%$$

$$\text{MHP} = 1,4267 \text{ Hp}$$

$$\text{Dipilih pompa} = 3 \text{ HP} = 2,2371 \text{ Kw}$$

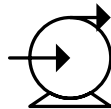
IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-07	
Jumlah		2 unit (1 unit cadangan)	
Fungsi		Untuk mengalirkan produk FD-01 ke HE-02	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Pump	
Kapasitas		31723,25 lb/jam	
DATA MEKANIK			
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	40,2155	Tekanan	31,5150
Friksi (Psi)	0,0005	Friksi	0,9665
Efisiensi Pompa		65,00%	
Efisiensi Motor		81,00%	
Power		3	HP
NPSH		55,3805	ft
Bahan konstruksi	Carbon steel		

12. Pompa-8 (P-08)

Fungsi : Mengalirkan keluaran top EVP-01 ke T-04

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



1. Data data

Temperatur : 30°C

Densitas : 58,7386 lb/ft³

Viskositas : 6,84E-01 cP

: 1,655lb/ ft jam

Tekanan uap : 1,89E+01Psi

Safety factor : 0,1 %

Laju alir : 9448,066743 kg/jam = 20829,3969 lb/jam

e. kapasitas pompa (q)

$$q = \text{safety factor} \times \text{laju alir}$$

$$= 22912.3366 \text{ lb/jam}$$

f. Volumetric flowrate (Qf)

$$Q_f = q / \rho$$

$$Q_f = 390.07267 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0.1084 \text{ ft}^3/\text{s}$$

2. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (Dopt) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$$D_{opt} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 2,436150106 \text{ in}$$

Dari appendix 6 Mccabe, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

IPS	= 4 inch	= 0,333 ft
SN	= 40	
ID	= 4,026 inch	= 0,336 ft
OD	= 4,5 inch	= 0,375 ft
A	= 12,700 inch ²	= 0,088 ft ²
Ls	= 5 m	= 16,4 ft

Discharge Pipe

IPS	= 3 inch	= 0,250 ft
SN	= 40	
ID	= 3,068 inch	= 0,256 ft
OD	= 3,500 inch	= 0,292 ft
A	= 7,380 inch ²	= 0,051 ft ²
Ld	= 25 m	= 82,0 ft
ΔZ	= 20 m	= 65,60 ft

3. Perhitungan desain *suction*

a. *Suction Friction loss*, Hfs

Suction velocity, Vs :

$$V_s = Q_f/a$$

$$= 1,229 \text{ ft/s}$$

$$= 4422,8704 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 32,174 \text{ lbm ft/lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0,047 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 52.675,0802$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00045 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 52.675,0802$$

Maka *fanning factor* (f) = 0,008 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,0922 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss*, H_{fc}

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0147 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas Penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas Penampang 2} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0.000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1,25 - 0) = 0.5000$$

c. Fitting + Valve Friction loss, H_{ff}

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 0,1538 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 0,0002 \text{ psi}$$

d. Total *suction friction loss*, H_{fsuc}

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,1538 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0007 \text{ psi}$$

4. Suction Pressure

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft} = 6,6897 \text{ Psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 0,0007 \text{ psi}$$

$$\text{Total suction pressure} = 21,4 \text{ psi}$$

Suction head, H_s

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{g_c} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 52,44 \text{ ft}$$

5. Net positive suction head required (NPSH_r)

$$NPSH_r = \frac{gC}{g} \times \frac{Pa' - PV}{\rho - Hfs - Za}$$

$$NPSH_r = 52,4358 \text{ ft}$$

Dimana :

$$Pa'/\rho = 36,0381 \text{ ft}$$

$$PV/\rho = 0,00 \text{ ft}$$

$$Gc/g = 1$$

$$Hfs = 0,0018 \text{ ft}$$

$$Za = 16,40 \text{ ft}$$

6. Perhitungan Desain *Discharge*

a. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$Vd = Qf/a$$

$$Vd = \text{ft/s}$$

$$Vd = 2,1142 \text{ ft/jam}$$

$$Gc = 7611,1727 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{Vd^2}{gc} = 0,1389 \text{ lbf ft/ lbm}$$

Reynold number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 69.077,1083$$

Jika $Nre \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00059 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 69.077,1083$$

$$\text{maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,007 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$H_{fd} = 0,7619 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,0434 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1 - 0)$$

$$K_c = 0,5000$$

c. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

$$L_e/D = \text{Ekivalen } L/D \text{ untuk } valve \text{ dan } fitting$$

$$L_e/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$$

$$L_e/D = (1 \times 7) + (2 \times 32) \text{ (tabel 13.1, Peters)}$$

$$L_e/D = 39$$

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0045$$

$$H_{ff} = 0,3771 \text{ ft lbf/lb}$$

d. *Total discharge friction loss, H_{f suc}*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,9443 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,3852 \text{ psi}$$

7. *Discharge pressure*

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 17,6 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 12 \text{ m} = 39,36 \text{ ft} = 16,1 \text{ psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 0,4 \text{ psi}$$

$$\text{Total discharge pressure} = 33,3 \text{ psi}$$

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 81,66 \text{ ft}$$

8. *Differential pressure (total pump)*

$$\text{Discharge pressure} = 33,3101 \text{ psi}$$

$$\text{Suction pressure} = 21,3891 \text{ psi}$$

$$\text{Total differential pressure} = 11,9209 \text{ psi}$$

9. *Total head*

$$\text{Discharge head, } H_d = 81,6609 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, } H_s = 52,4363 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 29,2246 \text{ ft (lbf/lb)}$$

10. Efisiensi pompa

$$\text{kapasitas pompa, } q_f = 48.6324 \text{ GpM}$$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

Effisiensi pompa = 59,00%

11. Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 94,8694 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm} \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 1,8606 \text{ HP}$$

12. Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

Effisiensi motor = 82 %

$$\text{MHP} = 2,2371 \text{ Hp}$$

Dipilih pompa = 3 HP = 2,2371 Kw

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-08	
Jumlah		2 unit (1 unit cadangan)	
Fungsi		Untuk mengalirkan produk top EVP-01 ke T-04	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Pump	
Kapasitas		20829,40 lb/jam	
DATA MEKANIK			
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	21,3891	Tekanan	33,3101

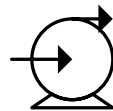
Friksi (Psi)	0,0002	Friksi	0,3852
Efisiensi Pompa		59,00%	
Efisiensi Motor		82,00%	
Power		3	HP
NPSH		52,4358	ft
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>		

13. Pompa-9 (P-09)

Fungsi : Mengalirkan produk keluaran dari RB-01 ke EVP-01

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



1. Data data

Temperatur : 100.74°C

Densitas : 0.5387lb/ft³

Viskositas : 7,30E-03 cP

: 0,018 lb/ ft jam

Tekanan uap : 3,5E+02 Psi

Safety factor : 0,1 %

Laju alir : 90,79894264 kg/jam = 200,1772 lb/jam

a. kapasitas pompa (q)

$q = \text{safety factor} \times \text{laju alir}$

= 220,1949lb/jam

b. Volumetric flowrate (Qf)

$$Q_f = q/\rho$$

$$Q_f = 408,7456 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0.1135 \text{ ft}^3/\text{s}$$

2. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$$D_{opt} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 1,3519431219 \text{ in}$$

Dari appendix 6 Mccabe, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

IPS	= 4 inch	= 0,333 ft
SN	= 40	
ID	= 4,026 inch	= 0,336 ft
OD	= 4,5 inch	= 0,375 ft
A	= 12,700 inch ²	= 0,088 ft ²
Ls	= 5 m	= 16,4 ft

Discharge Pipe

IPS	= 2 inch	= 0,167 ft
SN	= 40	
ID	= 3,068 inch	= 0,256 ft
OD	= 3,500 inch	= 0,292 ft
A	= 7,380 inch ²	= 0,051 ft ²
Ld	= 25 m	= 82,0 ft

$$\Delta Z = 20 \text{ m} = 65,60 \text{ ft}$$

3. Perhitungan desain *suction*

a. *Suction Friction loss, Hfs*

Suction velocity, V_s :

$$\begin{aligned} V_s &= Qf/a \\ &= 1,287 \text{ ft/s} \\ &= 4634,5961 \text{ ft/jam} \end{aligned}$$

$$G_c = 32,174 \text{ lbf ft/lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0,052 \text{ lbf ft/lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 47.426,0926$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00045 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 47.426,0926$$

Maka *fanning factor* (f) = 0,008 (fig. 14.1 Peters)

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,1223 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, Hfc*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0161 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \text{ (Eq. 5.65 Mc. Cabe)}$$

$$A_1 = \text{Luas Penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas Penampang 2} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0.000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1,25 - 0) = 0.5000$$

c. Fitting + Valve Friction loss, H_{ff}

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \text{ (Eq. 5.7 Mc.Cabe)}$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 0,0515 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 0,0000 \text{ psi}$$

d. Total *suction friction loss*, H_{fsuc}

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,1899 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0000 \text{ psi}$$

4. Suction Pressure

$$\text{Origin pressure} = 25 \text{ atm} = 364,3 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft} = 0,0614 \text{ Psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 0,000 \text{ psi}$$

$$\text{Total suction pressure} = 364,3 \text{ psi}$$

$$\text{Suction head, } H_s$$

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 97385,93 \text{ ft}$$

5. *Net positive suction head required (NPSHr)*

$$\text{NPSHr} = \frac{gc}{g} \times \frac{P_{a'} - P_v}{\rho - H_{fs} - Z_a}$$

$$\text{NPSHr} = 3945,7928 \text{ ft}$$

Dimana :

$$P_{a'}/\rho = 97369,5351 \text{ ft}$$

$$P_v/\rho = 93440,14 \text{ ft}$$

$$G_c/g = 1$$

$$H_{fs} = 0,0026 \text{ ft}$$

$$Z_a = 16,40 \text{ ft}$$

6. *Perhitungan Desain Discharge*

a. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = \text{ft/s}$$

$$V_d = 2,2154 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 7975,5245 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V_d^2}{gc} = 0,1525 \text{ lbf ft/ lbm}$$

Reynold number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 62193,6849$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00059 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 62193,6849$$

$$\text{maka } fanning \text{ factor (f)} = 0,0095 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$H_{fd} = 1,1354 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,0477 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1 - 0)$$

$$K_c = 0,5000$$

c. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

$$L_e/D = \text{Ekivalen } L/D \text{ untuk } valve \text{ dan } fitting$$

$$L_e/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$$

$$Le/D = (1 \times 7) + (2 \times 32) \text{ (tabel 13.1, Peters)}$$

$$Le/D = 39$$

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0045$$

$$H_{ff} = 0,1525 \text{ ft lbf/lb}$$

d. *Total discharge friction loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,9443 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,3852 \text{ psi}$$

7. *Discharge pressure*

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 17,6 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 12 \text{ m} = 39,36 \text{ ft} = 0,1 \text{ psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 0,0 \text{ psi}$$

$$\text{Total discharge pressure} = 17,8 \text{ psi}$$

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 4753,30 \text{ ft}$$

8. *Differential pressure (total pump)*

$$\text{Discharge pressure} = -17,7823 \text{ psi}$$

$$\text{Suction pressure} = 364,3240 \text{ psi}$$

$$\text{Total differential pressure} = 382,1063 \text{ psi}$$

9. *Total head*

$$\text{Discharge head, H}_d = 4753,2988 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, H}_s = 97385,9326 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 92632.6337 \text{ ft (lbf/lb)}$$

10. Efisiensi pompa

kapasitas pompa, $q_f = 50.9605 \text{ GpM}$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

Effisiensi pompa = 59,00%

11. Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$W_s = 102204,8815 \text{ (lbf/lb)}$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm} \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff. pompa}}$$

BHP = 19,2634 HP

12. Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

Effisiensi motor = 88 %

MHP = 21,8903 Hp

Dipilih pompa = 1 HP = 1,7457 Kw

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	P-09
Jumlah	2 unit (1 unit cadangan)
Fungsi	Untuk mengalirkan komponen cair RB-01 ke EVP-01
DATA DESAIN	
Tipe	Centrifugal Pump

Kapasitas 200,18 lb/jam

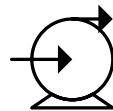
DATA MEKANIK			
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	364,3240	Tekanan	-17,7823
Friksi (Psi)	0,0000	Friksi	0,0050
Efisiensi Pompa			59,00%
Efisiensi Motor			82,00%
Power			1 HP
NPSH			3945,7928 ft
Bahan konstruksi			Carbon steel

14. Pompa-10 (P-10)

Fungsi : Mengalirkan produk dari CO-02 ke utilitas

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



1. Data data

Temperatur : 30°C

Densitas : 47.7896 lb/ft³

Viskositas : 6,000E-01 cP

: 1,453 lb/ ft jam

Tekanan uap : 2,17E-03 Psi

Safety factor : 0,1 %

Laju alir : 1919,797 kg/jam = 4232,42 lb/jam

a. kapasitas pompa (q)

$$q = \text{safety factor} \times \text{laju alir}$$

$$= 4655,6651 \text{ lb/jam}$$

b. Volumetric flowrate (Q_f)

$$Q_f = q / \rho$$

$$Q_f = 97,4201 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0.0271 \text{ ft}^3/\text{s}$$

2. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$$D_{opt} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 1,27038005 \text{ in}$$

Dari appendix 6 McCabe, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

IPS	= 4 inch	= 0,333 ft
SN	= 40	
ID	= 4,026 inch	= 0,336 ft
OD	= 4,5 inch	= 0,375 ft
A	= 12,700 inch ²	= 0,088 ft ²
Ls	= 5 m	= 16,4 ft

Discharge Pipe

IPS	= 2 inch	= 0,167 ft
SN	= 40	
ID	= 3,068 inch	= 0,256 ft

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 3,500 \text{ inch} &= 0,292 \text{ ft} \\
 A &= 7,380 \text{ inch}^2 &= 0,051 \text{ ft}^2 \\
 L_d &= 25 \text{ m} &= 82,0 \text{ ft} \\
 \Delta Z &= 20 \text{ m} &= 65,60 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

3. Perhitungan desain *suction*

a. *Suction Friction loss, H_{fs}*

Suction velocity, V_s :

$$\begin{aligned}
 V_s &= Q_f/a \\
 &= 0,307 \text{ ft/s} \\
 &= 1104,6060 \text{ ft/jam}
 \end{aligned}$$

$$G_c = 32,174 \text{ lbm ft/lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0,003 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 12.192,4756$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00045 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 12.192,4756$$

Maka *fanning factor* (f) = 0,008 (fig. 14.1 Peters)

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,0070 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0009 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas Penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas Penampang 2} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0.000$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$K_c = 0,4 (1,25 - 0) = 0.5000$$

c. *Fitting + Valve Friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 0,0029 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 0,0000 \text{ psi}$$

d. *Total suction friction loss, H_{fsuc}*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,1899 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0000 \text{ psi}$$

4. *Suction Pressure*

$$\text{Origin pressure} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft} = 5,4427 \text{ Psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 0,000 \text{ psi}$$

$$\text{Total suction pressure} = 20,1 \text{ psi}$$

$$\text{Suction head, } H_s$$

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 60,70 \text{ ft}$$

5. Net positive suction head required (NPSH_r)

$$\text{NPSH}_r = \frac{gc}{g} \times \frac{P_a' - P_v}{\rho - H_{fs} - Z_a}$$

$$\text{NPSH}_r = 60,6940 \text{ ft}$$

Dimana :

$$P_a' / \rho = 44,3007 \text{ ft}$$

$$P_v / \rho = 0,01 \text{ ft}$$

$$G_c / g = 1$$

$$H_{fs} = 0,0001 \text{ ft}$$

$$Z_a = 16,40 \text{ ft}$$

6. Perhitungan Desain Discharge

a. Discharge friction loss

Discharge velocity, V_d :

$$V_d = Q_f / a$$

$$V_d = \text{ft/s}$$

$$V_d = 0,5280 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 1900,8802 \text{ lbf ft} / \text{lbf s}^2$$

$$\frac{v d^2}{g c} = 0,0087 \text{ lbf ft/ lbm}$$

Reynold number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 15.988,9829$$

Jika $Nre \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00059 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } Nre = 15.988,9829$$

$$\text{maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,0098 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$H_{fd} = 0,0665 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden contraction friction loss, Hfc*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,0027 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1 - 0)$$

$$K_c = 0,5000$$

c. *Fitting + Valve friction loss, Hff*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

Le/D = Ekivalen L/D untuk *valve* dan *fitting*

Le/D = 1 *gate valve* + 2 *elbow* 90° std

Le/D = (1 x 7) + (2 x 32) (tabel 13.1, Peters)

Le/D = 39

H_{ff} = 2 x 0,1834 x 39 x 0,0045

H_{ff} = 0,0087 ft lbf/lb

d. *Total discharge friction loss*, $H_{f \text{ suc}}$

$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$

$H_{f \text{ suc}} = 0,0779 \text{ ft lbf/lb}$

$H_{f \text{ suc}} = 0,0259 \text{ psi}$

7. *Discharge pressure*

Origin pressure = 1 atm = 17,6 Psi

Static head = 12 m = 39,36 ft = 13,1 psi

Total friction loss = 0,0 psi

Total discharge pressure = 30,7 psi

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$H_s = 92,44 \text{ ft}$

8. *Differential pressure* (total pump)

Discharge pressure = -30,6766 psi

Suction pressure = 20,1448 psi

$$\text{Total differential pressure} = -50,8214 \text{ psi}$$

9. Total head

$$\text{Discharge head, } H_d = 92,4351 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, } H_s = 60,7006 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 31,7345 \text{ (lbf/lb)}$$

10. Efisiensi pompa

$$\text{kapasitas pompa, } q_f = 12,1459 \text{ GpM}$$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 58,00\%$$

11. Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 87,5330 \text{ (lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm) } \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 0,3548 \text{ HP}$$

12. Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

$$\text{Efisiensi motor} = 82,30 \%$$

$$\text{MHP} = 0,4312 \text{ Hp}$$

$$\text{Dipilih pompa} = 3 \text{ HP} = 2,2371 \text{ Kw}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Pompa
Kode Alat	P-10
Jumlah	2 unit (1 unit cadangan)
Fungsi	Untuk mengalirkan komponen cair CO-02 ke utilitas

DATA DESAIN

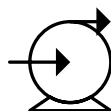
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	4232,42 lb/jam

DATA MEKANIK

<i>SUCTION</i>		<i>DISCHARGE</i>	
Tekanan (Psi)	20,1448	Tekanan	-30,6766
Friksi (Psi)	0,0000	Friksi	0,0259
Efisiensi Pompa			58,00%
Efisiensi Motor			82,00%
Power			3 HP
NPSH			60,6940 ft
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>		

15. Pompa-11 (P-11)

Fungsi	: Mengalirkan keluaran bottom EVP-01 ke MP-01
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Gambar	:


13. Data data

Temperatur	: 100,74°C
Densitas	: 1427,6608 lb/ft ³
Viskositas	: 1,20E+00 c1P

	: 2,910 lb/ ft jam
Tekanan uap	: 1,54E+02 Psi
Safety factor	: 0,1 %
Laju alir	: 2930,712874 kg/jam = 6461,1082 lb/jam

c. kapasitas pompa (q)

$$q = \text{safety factor} \times \text{laju alir}$$

$$= 7107,2190 \text{ lb/jam}$$

d. Volumetric flowrate (Qf)

$$Q_f = q / \rho$$

$$Q_f = 4,9782 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0.0014 \text{ ft}^3/\text{s}$$

14. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (Dopt) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters)

$$D_{\text{opt}} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{\text{opt}} = 0.518219004 \text{ in}$$

Dari appendix 6 McCabe, dimensi pipa yang dipergunakan adalah :

Suction pipe

IPS	= 4 inch	= 0,333 ft
SN	= 40	
ID	= 4,026 inch	= 0,336 ft
OD	= 4,5 inch	= 0,375 ft
A	= 12,700 inch ²	= 0,088 ft ²

$$L_s = 5 \text{ m} = 16,4 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 3 \text{ inch} = 0,250 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 3,068 \text{ inch} = 0,256 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 3,500 \text{ inch} = 0,292 \text{ ft}$$

$$A = 7,380 \text{ inch}^2 = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$L_d = 25 \text{ m} = 82,0 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = 20 \text{ m} = 65,60 \text{ ft}$$

15. Perhitungan desain *suction*

e. *Suction Friction loss, Hfs*

Suction velocity, V_s :

$$V_s = Q_f/a$$

$$= 0,016 \text{ ft/s}$$

$$= 56,4460 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 32,174 \text{ lbm ft/lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0,000 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 9.290,0224$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\epsilon = 0,00015 \text{ ft (fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00045 \text{ (F9f. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 9.290,0224$$

$$\text{Maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,008 \text{ (fIg. 14.1 Peters)}$$

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,000 \text{ ft lbf/lb}$$

f. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas Penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas Penampang 2} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0.000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1,25 - 0) = 0.5000$$

g. *Fitting + Valve Friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 0,0000 \text{ psi}$$

- h. Total *suction friction loss*, H_{fsuc}

$$H_{f\text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f\text{ suc}} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f\text{ suc}} = 0,0000 \text{ psi}$$

16. *Suction Pressure*

$$\text{Origin pressure} = 11 \text{ atm} = 168,2 \text{ Psi}$$

$$\text{Static head} = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft} = 162,5947 \text{ Psi}$$

$$\text{Total friction loss} = 0,000 \text{ psi}$$

$$\text{Total suction pressure} = 330,8 \text{ psi}$$

Suction head, H_s

$$\text{Static suction, head, } H_s = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 33,37 \text{ ft}$$

17. *Net positive suction head required (NPSHr)*

$$NPSH_r = \frac{gc}{g} \times \frac{P_{a'} - P_v}{\rho - H_{fs} - Z_a}$$

$$NPSH_r = 17,8827 \text{ ft}$$

Dimana :

$$P_{a'}/\rho = 16,9677 \text{ ft}$$

$$P_v/\rho = 15,48 \text{ ft}$$

$$G_c/g = 1$$

$$H_{fs} = 0,000 \text{ ft}$$

$$Z_a = 16,40 \text{ ft}$$

18. *Perhitungan Desain Discharge*

- e. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, V_d :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = \text{ft/s}$$

$$V_d = 0,0270 \text{ ft/jam}$$

$$G_c = 97,1361 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V_d^2}{g_c} = 0,0000 \text{ lbf ft/ lbm}$$

Reynold number (N_{Re}) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 12.182,7604$$

Jika $N_{Re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00059 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{Re} = 12.182,7604$$

$$\text{maka } fanning \text{ factor } (f) = 0,0098 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$H_{fd} = 0,0001 \text{ ft lbf/lb}$$

f. *Sudden contraction friction loss, H_{fc}*

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c}$$

$$H_{fc} = 0,000 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1 - 0)$$

$$K_c = 0,5000$$

g. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Dimana :

Le/D = Ekivalen L/D untuk *valve* dan *fitting*

$Le/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$

$Le/D = (1 \times 7) + (2 \times 32)$ (tabel 13.1, Peters)

$Le/D = 39$

$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0045$

$H_{ff} = 0,000 \text{ ft lbf/lb}$

h. *Total discharge friction loss, H_f suc*

$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$

$H_{f \text{ suc}} = 0,0002 \text{ ft lbf/lb}$

$H_{f \text{ suc}} = 0,0017 \text{ psi}$

19. *Discharge pressure*

Origin pressure = 1 atm = 17,6 Psi

Static head = 12 m = 39,36 ft = 390,2psi

Total friction loss = 0,0 psi

Total discharge pressure = 407,9 psi

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 41,14 \text{ ft}$$

20. Differential pressure (total pump)

$$\text{Discharge pressure} = 407,8656 \text{ psi}$$

$$\text{Suction pressure} = -330,8178 \text{ psi}$$

$$\text{Total differential pressure} = 77,0478 \text{ psi}$$

21. Total head

$$\text{Discharge head, } H_d = 41,1391 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Suction head, } H_s = 33,3677 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total head} = 7,7714 \text{ (lbf/lb)}$$

22. Efisiensi pompa

$$\text{kapasitas pompa, } q_f = 0,6207 \text{ GpM}$$

Dari gambar 14-37 piter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 69,00\%$$

23. Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 73,3707 \text{ (lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm) } \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 0,3817 \text{ HP}$$

24. Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

Effisiensi motor = 82,00 %

MHP = 0,4654 Hp

Dipilih pompa = 1 HP = 1,7457 Kw

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-11	
Jumlah		2 unit (1 unit cadangan)	
Fungsi		Untuk mengalirkan komponen cair RB-02 ke MP-03	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Pump	
Kapasitas		6461,11 lb/jam	
DATA MEKANIK			
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	330,8178	Tekanan	407,8656
Friksi (Psi)	0,0000	Friksi	0,0017
Efisiensi Pompa		69,00%	
Efisiensi Motor		82,00%	
Power		1	HP
NPSH		17,8827	ft
Bahan konstruksi	Carbon steel		

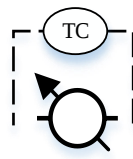
16. *Heat Exchanger 1 (HE-01)*

Fungsi : Memanaskan input Reaktor (R-01)

Jenis : *1-2 Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Fluida Panas :

$$W = 607,7454 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 100,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 212 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 100,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 212 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$W = 14.424,8954 \text{ kg/jam}$$

$$t_1 = 30,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 86 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 75,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 176 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan:

Beban Panas *Heater*

$$Q = 1.626.083,6308 \text{ kJ/jam}$$

$$= 1.541.221,5783 \text{ Btu/jam}$$

1. LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
212	Suhu tinggi	167	45
212	Suhu rendah	86	126

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= 78,6698 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Oleh karena $R=0$, maka :

$$\Delta t \text{ LMTD} = 78,6698^{\circ}\text{F}$$

2. Temperatur Klorik (T_c dan t_c)

$$T_c = T_{avg} = 212 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = t_{avg} = 126,5 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

3. Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan tabel 8 (DQ. Kern, 1950, hal 840) diperoleh nilai asumsi 200,0000 Btu/jam.ft

Dari tabel 10 (DQ. Kern, 1950, hal 834) dengan data

$$OD = 1,00 \text{ in}$$

$$BWG = 13$$

Didapat luas permukaan luar (a'') = 0,2618 ft²/ft.

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$A = 1633,6320 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. (DQ. Kern, 1950)

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 14,9664 \text{ tube}$$

$$N_t = 15 \text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \cdot L \cdot a'' = 78,54$$

$$UD = 249,4399 \text{ (terpenuhi)}$$

4. Rencana Klasifikasi :

Tube Side:

$$\text{Panjang tube (L)} = 20,0000 \text{ ft} = \dots \text{ m}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 1,00 \text{ in} = \dots \text{ m}$$

<i>Inside Diameter (ID)</i>	= 0,652 in	= ... m
BWG	= 13	
Pass	= 2	
Jumlah <i>tube</i> (Nt)	= 312 <i>tube</i>	
<i>Tube sheet</i>	= 1,25 in <i>triangular pitch</i>	
Rd yang diijinkan	= 0,003	

Shell side :

ID	= 23,25 in	= 0,59055 m
<i>Baffle space</i> min	= 11,625 in	= 295,2748406 mm
Pass (n)	= 1	

5. Fluida Panas (*Tube Side*)

- a. *Flow area per tube* (at') = 0,515 in²
- b. Total *flow area* (at) = $\frac{Nt \times at'}{144 \times n}$
- = 0,11 ft²
- c. *Mass Velocity*, Gt = W / at
- = 607,7454 / 0,11
- = 5.664,4233 lb/(hr) (ft²)

d. Bilangan Reynold, Ret

Dt	= 0,652 in	= 0,0543 ft
Viskositas (μ)	= 0,55 lb/ft.hr	

(Fig. 15, DQ. Kern, 1950, hal 825)

$$Ret = \frac{Dt \times Gt}{\mu}$$

$$= 695,1792$$

e. hio

Untuk media pemanas *steam*, didapatkan nilai ketetapan pada buku Kern

$$h_{io} = 38,39$$

f. *tube-wall temperature*

$$\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1$$

$$t_w = t_o + \frac{h_o / \Phi_z}{\frac{h_{io}}{\Phi_i} + h_v / \Phi_z} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 172,86$$

6. Fluida Dingin: *Shell Side*

a. *Clarence (C')* = *pitch* – OD

$$= 0,25 \text{ in}$$

b. Luas area laluan (as) = $\frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T}$

$$= 0,59 \text{ ft}^2$$

c. Laju alir, (Gs) = W / as

$$= 14.424,8954 / 0,59$$

$$= 24.592,8706 \text{ lbm/hr ft}^2$$

d. *Reynold Number (Res)*

$$Des = \frac{4 \times (P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD} = 0,99 \text{ in} = 0,0825 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas (u)} = 0,5808 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\text{Jadi, Res} = \frac{Ds \times Gs}{\mu}$$

$$= 3.493,3055$$

e. jH = 35 (Fig 28, DQ. Kern, 1950, hal 838)

f. *Prandlt Number (Pr)*

$$T_{avg} = 212$$

$$k = 0,061$$

$$C_p = 0,57 \text{ Btu/lb}^0\text{F (Fig 3, DQ. Kern, 1950, hal 805)}$$

$$\begin{aligned} \text{Prandl Number (Pr)} &= \left(\frac{C_p x \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 1,7573 \end{aligned}$$

g. h_o

$$h_o = j H x \frac{k}{D_s} \left(\frac{C_p x \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$h_o / \phi_s = 45,4780 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^0\text{F}$$

h. *tube-wall temperature (tw)*

pada tw, didapatkan :

$$\mu_w = 0,26 \text{ cP}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1,12$$

Koreksi h_o

$$h_o = h_o / \phi_s \times \phi_s = 50,8942 \text{ btu/jam ft F}$$

7. *Clean Overall coefficient (Uc)*

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 26,6091 \text{ Btu/jam ft F}$$

8. *Dirt Overall oefficient (Ud)*

$$a^n = 0,0012$$

$$A = N \cdot L a^n = 0,3689$$

$$U_d = Q/A \times \Delta t = 53.099,12$$

9. *Dirt Factor (Rd)*

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c x U_d} = 0,235591238$$

10. *Pressure drop*

a. Tube side

$$\text{Untuk Ret} = 695,1792$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,00033 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 26 (Kern, 1965)}$$

Berdasarkan tabel 7 buku Kern :

$$\text{Pada suhu} = 167 \text{ F}$$

$$V = 2,0836$$

$$s = 0,007679017$$

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop } (\Delta \text{ Pt}) &= \frac{f x G t^2 x L x n}{5.22 x 10^{10} x D e t x s x \phi t} \\ &= 0,00192 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\Delta \text{ Pr} = \frac{4 \eta v^2}{s^2 g'}$$

$$\text{Untuk Gt} = 5664,4233 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,0014$$

Maka :

$$\Delta \text{ Pr} = 1,45852 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\Delta \text{ PT} = \Delta \text{ Pt} + \Delta \text{ Pr} = 1,4624 \text{ psi}$$

b. Shell Side

Faktor friksi

$$\text{Re}_s = 695,1792$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,04 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 29 (Kern, 1965)}$$

$$s = 1,796999709$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 11 \text{ L / B}$$

$$= 0,812802065$$

$$\Delta P_s = \frac{f x G S^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \Phi s} = 0,000187317 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Heater-01</i>
Kode Alat	H-01
Fungsi	Memanaskan input Reaktor (R-01)
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

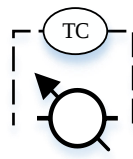
Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>
UC	121 Btu/jam ft F
UD	50,0270 Btu/jam ft F

DATA MEKANIK

Shell Side		Tube Side	
ID	23,25 in	Length	20,0000 ft
B	11,625 in	OD	1 in
		BWG	13
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	0,000187 psi	ΔP_t	1,4624 psi

17. Heat Exchanger 1 (HE-01)

Fungsi	: Memanaskan input Kolom Destilasi (KD-01)
Jenis	: <i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Jumlah	: 1 unit
Gambar	:



Fluida Panas :

$$W = 697.223,9010 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 100,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 212 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 100,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 212 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$W = 109.211,5925 \text{ kg/jam}$$

$$t_1 = 75,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 86 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 88,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 176 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan:

Beban Panas *Heater*

$$Q = 2.67,6000 \text{ kJ/jam}$$

$$= 2.535,9658 \text{ Btu/jam}$$

1. LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
212	Suhu tinggi	190,4	21,6
212	Suhu rendah	167	45

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= 31,8815 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Oleh karena $R=0$, maka :

$$\Delta t \text{ LMTD} = 31,8815 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

2. Temperatur Klorik (T_c dan t_c)

$$T_c = T_{avg} = 212\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = t_{avg} = 178,7^{\circ}\text{F}$$

3. Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan tabel 8 (DQ. Kern, 1950, hal 840) diperoleh nilai asumsi 200,0000 Btu/jam.ft

Dari tabel 10 (DQ. Kern, 1950, hal 834) dengan data

$$OD = 1,00\text{ in}$$

$$BWG = 13$$

Didapat luas permukaan luar (a'') = 0,2618 ft²/ft.

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t}$$

$$A = 0,3182\text{ ft}^2$$

Karena $A > 200\text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. (DQ. Kern, 1950)

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{Lxa''}$$

$$= 0,6077\text{ tube}$$

$$N_t = 1\text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \cdot L \cdot a'' = 5,236$$

$$UD = 15,1917\text{ (terpenuhi)}$$

4. Rencana Klasifikasi :

Tube Side:

$$\text{Panjang tube (L)} = 20,0000\text{ ft} = \dots\text{ m}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 1,00\text{ in} = \dots\text{ m}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 0,652\text{ in} = \dots\text{ m}$$

BWG	= 13
Pass	= 2
Jumlah <i>tube</i> (Nt)	= 1 <i>tube</i>
<i>Tube sheet</i>	= 1,25 in <i>triangular pitch</i>
Rd yang diijinkan	= 0,003

Shell side :

ID	= 23,25 in	= 0,59055 m
<i>Baffle space</i> min	= 11,625 in	= 295,2748406 mm
Pass (n)	= 1	

5. Fluida Panas (*Tube Side*)

- a. *Flow area per tube* (at') = 0,515 in²
- b. Total *flow area* (at) = $\frac{Nt \times at'}{144 \times n}$
- = 0,01 ft²
- c. *Mass Velocity*, Gt = W / at
- = 697.223,9010 / 0,01
- = 97475962,86 lb/(hr) (ft²)

d. Bilangan Reynold, Ret

Dt	= 0,652 in	= 0,0543 ft
Viskositas (μ)	= 0,55 lb/ft.hr	

(Fig. 15, DQ. Kern, 1950, hal 825)

$$Ret = \frac{Dt \times Gt}{\mu}$$

= 11.962.9559,08

e. hio

Untuk media pemanas *steam*, didapatkan nilai ketetapan pada buku Kern

$$h_{io} = 61,0754$$

f. *tube-wall temperature*

$$\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1$$

$$t_w = t_o + \frac{h_o / \Phi_z}{\frac{h_{io}}{\Phi_i} + h_v / \Phi_z} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 203,33$$

6. Fluida Dingin: *Shell Side*

a. *Clerance* (C') = *pitch* – OD

$$= 0,25 \text{ in}$$

b. Luas area laluan (as) = $\frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T}$

$$= 0,59 \text{ ft}^2$$

c. Laju alir, (Gs) = W / as

$$= 109.211,5925 / 0,59$$

$$= 186.193,8326 \text{ lbm/hr ft}^2$$

d. *Reynold Number* (Res)

$$Des = \frac{4 \times (P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD} = 0,99 \text{ in} = 0,0825 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas (u)} = 0,5808 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\text{Jadi, Res} = \frac{Ds \times Gs}{\mu}$$

$$= 26.647,9876$$

e. jH = 92 (Fig 28, DQ. Kern, 1950, hal 838)

f. *Prandlt Number* (Pr)

$$T_{avg} = 212$$

$$k = 0,061$$

$$C_p = 0,57 \text{ Btu/lb}^0\text{F (Fig 3, DQ. Kern, 1950, hal 805)}$$

$$\begin{aligned} \text{Prandl Number (Pr)} &= \left(\frac{C_p x \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 1,7573 \end{aligned}$$

g. h_o

$$h_o = j H x \frac{k}{D_s} \left(\frac{C_p x \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$h_o / \phi_s = 119,5421 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^0\text{F}$$

h. *tube-wall temperature (tw)*

pada t_w , didapatkan :

$$\mu_w = 0,26 \text{ cP}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1,12$$

Koreksi h_o

$$h_o = h_o / \phi_s \times \phi_s = 133,7791 \text{ btu/jam ft F}$$

7. *Clean Overall coefficient (Uc)*

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 41,9319 \text{ Btu/jam ft F}$$

8. *Dirt Overall oefficient (Ud)*

$$a^n = 0,00123$$

$$A = N \cdot L a^n = 0,0246$$

$$U_d = Q/A \times \Delta t = 3.233,9$$

9. *Dirt Factor (Rd)*

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,02354$$

10. *Presure drop*

a. *Tube side*

$$\text{Untuk Ret} = 11.962.959,08$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,00033 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 26 (Kern, 1965)}$$

Berdasarkan tabel 7 buku Kern :

$$\text{Pada suhu} = 190,4 \text{ F}$$

$$V = 2,0836$$

$$s = 0,007679017$$

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop } (\Delta \text{ Pt}) &= \frac{f x G t^2 x L x n}{5.22 x 10^{10} x D e t x s x \Phi t} \\ &= 5,6889 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\Delta \text{ Pr} = \frac{4\eta v^2}{s^2 g'}$$

$$\text{Untuk Gt} = 97.475.962,86 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,0014$$

Maka :

$$\Delta \text{ Pr} = 1,45852 \text{ psi}$$

Total pressure drop

$$\Delta \text{ PT} = \Delta \text{ Pt} + \Delta \text{ Pr} = 7,14744 \text{ psi}$$

b. **Shell Side**

Faktor friksi

$$\text{Re}_s = 11.962.959,08$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,04 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 29 (Kern, 1965)}$$

$$s = 1,796999709$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 11 \text{ L} / \text{B}$$

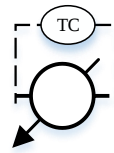
$$= 0,812802065$$

$$\Delta P_s = \frac{f x G s^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \phi s} = 0,01074 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Heater-02		
Kode Alat	H-02		
Fungsi	Memanaskan input Kolom Destilasi (KD-01)		
Jumlah	1 unit		
DATA DESAIN			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-212 Grade A		
UC	41,9319 Btu/jam ft F		
UD	3.233,9 Btu/jam ft F		
DATA MEKANIK			
Shell Side		Tube Side	
ID	23,25 in	Length	20,0000 ft
B	11,625 in	OD	1 in
		BWG	13
Passes	1	Passes	2
ΔPs	0,01873 psi	ΔPt	1,46044 psi

18. Cooler 1 (CO-01)

Fungsi : Mendinginkan *output top Flash Drum* (FD-01)
 Jenis : *1-2 Shell and Tube Heat Exchanger*
 Jumlah : 1 unit
 Gambar :



Fluida Panas :

$$W = 78,4705 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 75,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 167 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 30,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 86 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$W = 78,4705 \text{ kg/jam}$$

$$t_1 = -40,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = -40 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = -40,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = -40 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan:

Beban Panas *Heater*

$$Q = 2.329,6556 \text{ kJ/jam}$$

$$= 2.208,0756 \text{ Btu/jam}$$

1. LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
86	Suhu tinggi	-40	126
167	Suhu rendah	-40	207

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)} \\ &= 163,1627347 \text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Oleh karena $R=0$, maka :

$$\Delta t \text{ LMTD} = 163,1627347 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

2. Temperatur Klorik (T_c dan t_c)

$$T_c = T_{avg} = 126,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{avg} = -40 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan tabel 8 (DQ. Kern, 1950, hal 840) diperoleh nilai asumsi
200,0000 Btu/jam.ft

Dari tabel 10 (DQ. Kern, 1950, hal 834) dengan data

$$OD = 1,00 \text{ in}$$

$$BWG = 13$$

Didapat luas permukaan luar (a'') = 0,2618 ft²/ft.

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$A = 0,5413 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. (DQ. Kern, 1950)

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 0,1034 \text{ tube}$$

$$N_t = 1 \text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \cdot L \cdot a'' = 5,2360$$

$$UD = 2,5846 \text{ (terpenuhi)}$$

4. Rencana Klasifikasi :

Tube Side:

$$\text{Panjang tube (L)} = 20,0000 \text{ ft} = \dots \text{ m}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 1,00 \text{ in} = \dots \text{ m}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 0,652 \text{ in} = \dots \text{ m}$$

BWG	= 13
Pass	= 2
Jumlah <i>tube</i> (Nt)	= 312 <i>tube</i>
<i>Tube sheet</i>	= 1,25 in <i>triangular pitch</i>
Rd yang diijinkan	= 0,003

Shell side :

ID	= 23,25 in	= 0,59055 m
<i>Baffle space</i> min	= 11,625 in	= 295,2748406 mm
Pass (n)	= 1	

5. Fluida Panas (*Tube Side*)

- a. *Flow area per tube* (at') = 0,515 in²
- b. Total *flow area* (at) = $\frac{Nt \times at'}{144 \times n}$
= 0,01 ft²
- c. *Mass Velocity*, Gt = W / at
= 78,4705 / 0,01
= 10.970,6390 lb/(hr) (ft²)

d. Bilangan Reynold, Ret

Dt	= 0,81 in	= 0,0675 ft
Viskositas (μ)	= 0,0799 lb/ft.hr	

(Fig. 15, DQ. Kern, 1950, hal 825)

$$Ret = \frac{Dt \times Gt}{\mu}$$

$$= 9.272,7039$$

e. hio

Untuk media pemanas *steam*, didapatkan nilai ketetapan pada buku Kern

$$h_{io} = 2,1306$$

f. *tube-wall temperature*

$$\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1$$

$$t_w = t_o + \frac{h_o / \Phi_z}{\frac{h_{io}}{\Phi_i} + h_v / \Phi_z} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 123,48$$

6. Fluida Dingin: *Shell Side*

a. *Clerance* (C') = *pitch* – OD

$$= 0,25 \text{ in}$$

b. Luas area laluan (as) = $\frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T}$

$$= 0,59 \text{ ft}^2$$

c. Laju alir, (Gs) = W / as

$$= 78,4705 / 0,59$$

$$= 133,7837 \text{ lbm/hr ft}^2$$

d. *Reynold Number* (Res)

$$Des = \frac{4 \times (P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD} = 0,99 \text{ in} = 0,0825 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas (u)} = 0,5808 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\text{Jadi, Res} = \frac{Ds \times Gs}{\mu}$$

$$= 19,0034$$

e. jH = 80 (Fig 28, DQ. Kern, 1950, hal 838)

f. *Prandlt Number* (Pr)

$$T_{avg} = 126,5$$

$$k = 0,061$$

$$C_p = 0,57 \text{ Btu/lb}^0\text{F (Fig 3, DQ. Kern, 1950, hal 805)}$$

$$\begin{aligned} \text{Prandl Number (Pr)} &= \left(\frac{C_p x \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 1,7573 \end{aligned}$$

g. h_o

$$h_o = j H x \frac{k}{D_s} \left(\frac{C_p x \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$h_o / \phi_s = 103,947 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^0\text{F}$$

h. *tube-wall temperature (tw)*

pada tw, didapatkan :

$$\mu_w = 0,5 \text{ cP}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1,02$$

Koreksi h_o

$$h_o = h_o / \phi_s \times \phi_s = 106,1527 \text{ btu/jam ft F}$$

7. *Clean Overall coefficient (Uc)*

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 2,0887 \text{ Btu/jam ft F}$$

8. *Dirt Overall coefficient (Ud)*

$$a^n = 0,0012$$

$$A = N \cdot L a^n = 0,0246$$

$$U_d = Q/A \times \Delta t = 550,19$$

9. *Dirt Factor (Rd)*

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,47696$$

10. *Pressure drop*

a. Tube side

$$\text{Untuk Ret} = 9.272,7039$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,00033 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 26 (Kern, 1965)}$$

Berdasarkan tabel 7 buku Kern :

$$\text{Pada suhu} = -40 \text{ F}$$

$$V = 2,0836$$

$$s = 0,007679017$$

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop } (\Delta \text{ Pt}) &= \frac{f x G t^2 x L x n}{5.22 x 10^{10} x D e t x s x \phi t} \\ &= 0,0496 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\Delta \text{ Pr} = \frac{4 \eta v^2}{s^2 g'}$$

$$\text{Untuk Gt} = 10.970,639 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,0014$$

Maka :

$$\Delta \text{ Pr} = 1,45852 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\Delta \text{ PT} = \Delta \text{ Pt} + \Delta \text{ Pr} = 1,50815 \text{ psi}$$

b. Shell Side

Faktor friksi

$$\text{Re}_s = 9.272,70392$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,04 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 29 (Kern, 1965)}$$

$$s = 1,796999709$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 11 \text{ L / B}$$

$$= 81,28021$$

$$\Delta P_s = \frac{f x G S^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \phi s} = 0,6075 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Cooler-01</i>
Kode Alat	CO-01
Fungsi	Mendinginkan <i>output top Flash Drum</i> (FD-01)
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

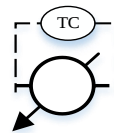
Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>
UC	2,08867 Btu/jam ft F
UD	550,19 Btu/jam ft F

DATA MEKANIK

Shell Side		Tube Side	
ID	23,25 in	Length	20,0000 ft
B	11,625 in	OD	1 in
		BWG	13
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	0,01074 psi	ΔP_t	7,14745 psi

19. Cooler 2 (CO-02)

Fungsi	: Mendinginkan <i>output top evaporator</i> (EVP-01)
Jenis	: <i>1-2 shell and tube heat exchanger</i>
Jumlah	: 1 unit
Gambar	:



Fluida panas :

$$W = 9.234,4399 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 100,74 \text{ }^{\circ}\text{C} = 213,3342 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 30,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 86 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida dingin :

$$W = 109.211,5925 \text{ kg/jam}$$

$$t_1 = -40,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = -40 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = -40,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = -40 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan:

Beban panas *heater*

$$Q = 274.154,6571 \text{ kJ/jam}$$

$$= 259.847,0736 \text{ Btu/jam}$$

1. LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
86	Suhu tinggi	-40	126
213,3342	Suhu rendah	-40	253,3342

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= 182,3155 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Oleh karena $R=0$, maka :

$$\Delta t \text{ LMTD} = 182,3155 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

2. Temperatur Klorik (T_c dan t_c)

$$T_c = T_{avg} = 149,6671 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{avg} = -40 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan tabel 8 (DQ. Kern, 1950, hal 840) diperoleh nilai asumsi 250 Btu/jam.ft

Dari tabel 10 (DQ. Kern, 1950, hal 834) dengan data

$$OD = 1,00 \text{ in}$$

$$BWG = 13$$

Didapat luas permukaan luar (a'') = 0,2618 ft²/ft.

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$A = 0,2618 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. (DQ. Kern, 1950)

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 1,0888 \text{ tube}$$

$$N_t = 2 \text{ tube}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \cdot L \cdot a'' = 104,4720$$

$$UD = 136,1020 \text{ (terpenuhi)}$$

4. Rencana Klasifikasi :

Tube Side:

$$\text{Panjang tube (L)} = 20,0000 \text{ ft} = \dots \text{ m}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 1,00 \text{ in} = \dots \text{ m}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 0,652 \text{ in} = \dots \text{ m}$$

BWG	= 13
Pass	= 2
Jumlah <i>tube</i> (Nt)	= 1 <i>tube</i>
<i>Tube sheet</i>	= 1,25 in <i>triangular pitch</i>
Rd yang diijinkan	= 0,003

Shell side :

ID	= 23,25 in	= 0,59055 m
<i>Baffle space</i> min	= 11,625 in	= 295,2748406 mm
Pass (n)	= 1	

5. Fluida Panas (*Tube Side*)

- a. *Flow area per tube* (at') = 0,515 in²
- b. Total *flow area* (at) = $\frac{Nt \times at'}{144 \times n}$
- = 0,01 ft²
- c. *Mass Velocity*, Gt = W / at
- = 9.234,4399 / 0,01
- = 645.512,2431 lb/(hr) (ft²)

d. Bilangan Reynold, Ret

Dt	= 0,81 in	= 0,0675 ft
Viskositas (μ)	= 0,0799 lb/ft.hr	

(Fig. 15, DQ. Kern, 1950, hal 825)

$$Ret = \frac{Dt \times Gt}{\mu}$$

= 545.607,4557

e. hio

Untuk media pemanas *steam*, didapatkan nilai ketetapan pada buku Kern

$$h_{io} = 17,0447$$

f. *tube-wall temperature*

$$\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1$$

$$t_w = t_o + \frac{h_o / \Phi_z}{\frac{h_{io}}{\Phi_i} + h_v / \Phi_z} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 88,74$$

6. Fluida Dingin: *Shell Side*

a. *Clarence (C')* = *pitch* – OD

$$= 0,25 \text{ in}$$

b. Luas area laluan (as) = $\frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T}$

$$= 0,59 \text{ ft}^2$$

c. Laju alir, (Gs) = W / as

$$= 9.234,4399 / 0,59$$

$$= 15.743,71101 \text{ lbm/hr ft}^2$$

d. *Reynold Number (Res)*

$$Des = \frac{4 \times (P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD} = 0,99 \text{ in} = 0,0825 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas (u)} = 0,5808 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\text{Jadi, Res} = \frac{Ds \times Gs}{\mu}$$

$$= 2.236,32226$$

e. jH = 25 (Fig 28, DQ. Kern, 1950, hal 838)

f. *Prandlt Number (Pr)*

$$T_{avg} = 149,6671$$

$$k = 0,061$$

$$C_p = 0,57 \text{ Btu/lb}^0\text{F (Fig 3, DQ. Kern, 1950, hal 805)}$$

$$\begin{aligned} \text{Prandl Number (Pr)} &= \left(\frac{C_p x \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 1,75735 \end{aligned}$$

g. h_o

$$h_o = j H x \frac{k}{D_s} \left(\frac{C_p x \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$h_o / \phi_s = 32,4843 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^0\text{F}$$

h. *tube-wall temperature (tw)*

pada t_w , didapatkan :

$$\mu_w = 0,47 \text{ cP}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1,03$$

Koreksi h_o

$$h_o = h_o / \phi_s \times \phi_s = 33,4613 \text{ btu/jam ft F}$$

7. *Clean Overall coefficient (Uc)*

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 11,2925 \text{ Btu/jam ft F}$$

8. *Dirt Overall oefficient (Ud)*

$$a^n = 0,00123$$

$$A = N \cdot L a^n = 0,0492$$

$$U_d = Q/A \times \Delta t = 28.972,5$$

9. *Dirt Factor (Rd)*

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,08852$$

10. *Pressure drop*

c. Tube side

$$\text{Untuk Ret} = 545.607,4557$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,00033 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 26 (Kern, 1965)}$$

Berdasarkan tabel 7 buku Kern :

$$\text{Pada suhu} = -40 \text{ F}$$

$$V = 2,0836$$

$$s = 0,007679017$$

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop } (\Delta \text{ Pt}) &= \frac{f x G t^2 x L x n}{5.22 x 10^{10} x D e t x s x \phi t} \\ &= 1,7182 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\Delta \text{ Pr} = \frac{4 \eta v^2}{s^2 g'}$$

$$\text{Untuk Gt} = 645.514,2431 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 0,0014$$

Maka :

$$\Delta \text{ Pr} = 1,45852 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\Delta \text{ PT} = \Delta \text{ Pt} + \Delta \text{ Pr} = 3,17675 \text{ psi}$$

d. Shell Side

Faktor friksi

$$\text{Re}_s = 545.607,4557$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,04 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 29 (Kern, 1965)}$$

$$s = 1,796999709$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 11 \text{ L / B}$$

$$= 81,28021$$

$$\Delta P_s = \frac{f x G s^2 x D s x (N+1)}{5.22 x 10^{10} x D e x s x \phi s} = 8,3401 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Cooler-02
Kode Alat	CO-02
Fungsi	Mendinginkan <i>top output evaporator</i> (EVP-01) untuk dialirkan ke T-04
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-212 Grade A
UC	11,2925 Btu/jam ft F
UD	28.972.50 Btu/jam ft F

DATA MEKANIK

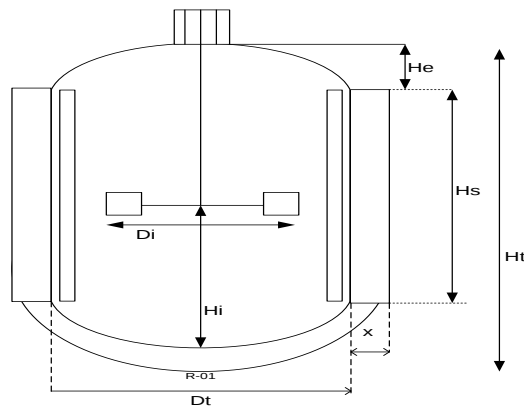
Shell Side		Tube Side	
ID	23,25 in	Length	20,0000 ft
B	11,625 in	OD	1 in
		BWG	13
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	8,3401 psi	ΔP_t	3,17675 psi

20. Reaktor (R-01)

Fungsi : untuk mereaksikan C_3H_4O dan CH_4O dengan bantuan katalis H_2SO_4
membentuk $C_4H_6O_2$

Tipe : *Continous stirred tank reaktor*

Gambar :



Data Desain

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 80°C

Konversi : 88 %

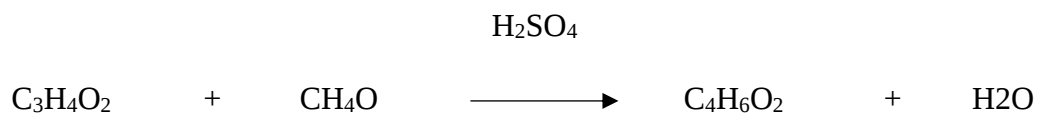
Laju alir massa : 14424,8954 kg/jam

Densitas campuran : 1013,6527 kg/m³

Waktu tinggal (τ) : 1 jam = 60 menit

Viskositas campuran : 6,8313 Cp = 0,006831277 kg/ms

Reaksi :



Laju alir *volumetric* umpan, Q_0

$$\begin{aligned} Q_0 &= W/\rho \\ &= 14,2306 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Mol yang masuk, F_{AO} = 256,7893 kmol/jam

$$\begin{aligned} \text{Konsentrasi mula-mula, } C_{AO} &= F_{AO}/Q_f \\ &= 18,0449 \text{ kmol/ m}^3 \end{aligned}$$

1. Menentukan volume reaktor, V_r

$$V = F_{AO} \cdot X_{AO} / -r_A$$

$$\tau = V/V_0 = V C_{AO} / F_{AO} = C_{AO} \cdot X_A / -r_A$$

$$\tau = V/V_0$$

$$\tau = V/Q$$

Untuk densitas konstan, $\tau = t$ (Octave Levenspiel, hal 116)

Maka :

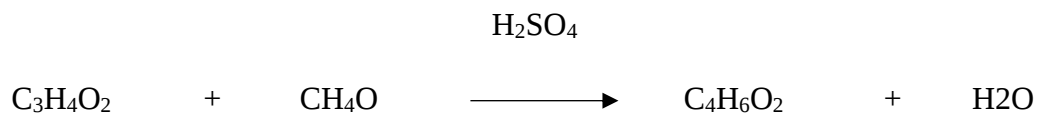
$$\begin{aligned} V_r &= \tau Q_0 \\ &= 14,2306 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Safety factor = 20% (Peter Thermenhaus)

Maka kapasitas desain reaktor

$$\begin{aligned} V_r &= (100\% + 0,20) \times 14,2306 \text{ m}^3 \\ &= 17,0767 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Menentukan persamaan kecepatan reaksi



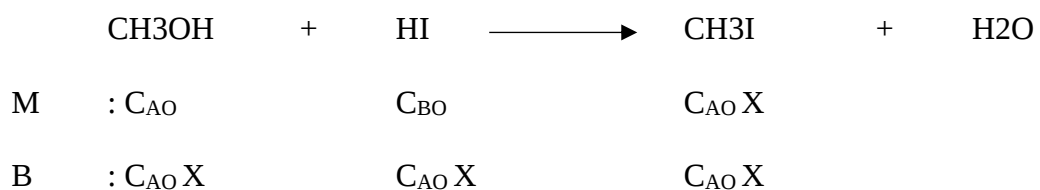
Asumsi : reaksi orde nol

Untuk reaksi orde nol

$$-r_A = -dC_A / dt = k \quad (\text{Octave Levenspiel, hal 63})$$

3. Menentukan konstanta kecepatan reaksi (k) dan laju reaksi (-rA)

Reaksi :



$$S : C_{AO} - C_{AO}X \quad C_{BO} - C_{AO}X$$

$$-r_A = k C_A C_B$$

$$= k \{C_{AO}(1-X)\} \{3C_{BO} - C_{AO} X\}$$

Data :

$$C_{AO} = 18,0449 \text{ kmol/m}^3$$

$$Q_0 = 14,2306 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$F_{AO} = 256,7893 \text{ kmol/m}^3$$

$$V = 17,0767 \text{ m}^3$$

$$t = 1 \text{ jam}$$

$$V/Q_0 = C_{AO} X_A / -r_A$$

$$V = C_{AO} X_A Q_0 / -r_A$$

$$17,0767 \text{ m}^3 = 18,0499 \text{ kmol/m}^3 \times 12,9750 \text{ m}^3 \times 1 / -r_A$$

$$-r_A = 15,0374 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{h}$$

$$C_{AO} - C_A = C_{AO} X_A = kt \text{ for } t < C_{AO}/k \quad (\text{Octave Levenspiel, hal 63})$$

$$C_A = 0 \text{ for } t \geq C_{AO}/k$$

$$C_{AO} - C_A = kt$$

$$18,0449 \text{ kmol/m}^3 - 0 = kt$$

$$k = 18,0449 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{h}$$

4. Menentukan tipe pengaduk

Pemilihan pengaduk berdasarkan:

a. Viskositas campuran = $6,8313 \text{ Cp} = 0,006831277 \text{ kg/ms}$

b. Kapasitas tangki = $17,0767 \text{ m}^3$

- c. Fase = liquid

Berdasarkan gambar 1.1 *Holland & Chapman* hal 5 dipilih pengaduk “*disk flate blade turbin*“, dan dari halaman 159-161 *Holland & Chapman*, dipilih konfigurasi tanki *brooks* dan suhu dengan jaket untuk mempertahankan temperatur. Dengan spesifikasi tanki:

- a. Ratio tinggi liquid terhadap diameter tanki : $HL/DT = 1,8$
- b. Ratio diameter *impeller* terhadap diameter tangki : $Di/DT = 0,2$
- c. Ratio lebar *baffle* terhadap diameter tangka : $Wb/DT = 0,1$
- d. Ratio tinggi *impeller* dari dasar tangki pada diameter tangki : $Hi/DT = 0,3$
- e. Tipe *impeller* yang digunakan adalah *flate blade turbin*
- f. Ratio lebar pengaduk terhadap diameter *impeller* g/Di : 0,2
- g. Ratio panjang *blade* pengaduk terhadap diameter *impeller* r/Di : 0,2
- h. Posisi *baffle* dari dinding tangki rb : $Di/48$

5. Konfigurasi tanki

- a. Diameter tanki, D_t

1. Volume silinder (V_s)

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D_t^2 H_s$$

2. Volume ellipsoidal bagian bawah (V_ε)

$$V_\varepsilon = \frac{1}{24} \pi D_t^3$$

$$h = \frac{1}{4} \pi D_t$$

3. Tinggi tangki (H_T)

$$H_T = H_s + 2 h$$

$$2 D_Y = H_s + 2 (1/4 D_t)$$

$$H_s = 1,5 DT$$

4. Volume tangki total (VT)

$$V_T = V_s + 2 V_E$$

$$= \frac{1}{4} \pi D T^2 H_s + 2 \left(\frac{1}{24} \pi D T^3 \right)$$

$$= \frac{11}{24} \pi D T^3$$

$$D T = (24 V_T / 11 \pi)^{1/3}$$

$$D T = 4,7425 \text{ m}$$

b. Tinggi silinder (HS)

$$H_s = 1,5 DT$$

$$= 7,3363 \text{ m}$$

c. Tinggi tutup

$$h = 0,25 DT$$

$$= 1,2227 \text{ m}$$

d. Tinggi total tangki

$$H_T = H_s + 2h$$

$$= 9,7817 \text{ m}$$

e. Tinggi *liquid*, HL

$$H_L = 1,05 DT$$

$$= 5,1354 \text{ m}$$

f. Diameter pengaduk, Di

$$D_i = 0,2 DT$$

$$= 0,9782 \text{ m}$$

g. Tinggi dasar pengaduk dari dasar tangki, Hi

$$H_i = 0,3 DT$$

$$= 1,4673 \text{ m}$$

h. Lebar *baffle*, W_b

$$W_b = 0,1 \text{ DT}$$

$$= 0,4891 \text{ m}$$

i. Lebar *baffle* pengaduk, g

$$g = 0,2 \text{ DT}$$

$$= 0,9782 \text{ m}$$

$$= 3,2092 \text{ ft}$$

j. Panjang *blade* pengaduk, r

$$r = 0,25 \text{ DT}$$

$$= 1,2227 \text{ m}$$

k. Posisi *baffle* dari dinding tangki

$$r_b = \text{DT} / 48$$

$$= 0,1019 \text{ m}$$

6. Menentukan tebal tangki

$$t = \frac{P \cdot r}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + C_c \quad (\text{Tabel 4 hal 537, Peter Timmerhaus})$$

Dimana :

$$P = \text{tekanan desain, psi} \quad = 3 \text{ atm} \quad = 44,088 \text{ psi}$$

$$r_i = \text{jari - jari tangki} \quad = 2,4454 \text{ m} \quad = 96,2766 \text{ in}$$

$$S = \text{tekanan kerja yang diizinkan, psi} \quad = 13700 \text{ psi (tabel 4, Peter, hal 538)}$$

$$E = \text{efisiensi pengelasan} \quad = 0,85 \text{ (tabel 4, Peter, hal 538)}$$

$$C_c = \text{korosi maksimum, in} \quad = 0,09375 \text{ in (tabel 6, Peter)}$$

$$\text{Maka, } t = 0,4591 \text{ in}$$

$$= 0,0117 \text{ m}$$

$$= 1,1661 \text{ cm}$$

$$\text{ID} = 4,8908 \text{ m}$$

$$\text{R} = 2,4454 \text{ m}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t$$

$$= 4,9142 \text{ m}$$

$$\text{R}_2 = 2,4570 \text{ m}$$

7. Menentukan kecepatan putaran pengaduk

$$N = (600 / \pi \text{ Di}) \times (\text{WELH} / 2 \text{ Di})^{0,5}$$

Dimana:

$$\text{spgr} = 1,0187$$

$$\text{HL} = 5,1354 \text{ m}$$

$$= 16,8484 \text{ ft}$$

$$\text{WELH} = \text{HL} \times \text{spgr}$$

$$= 17,1642 \text{ ft}$$

$$\text{Di} = 0,9782 \text{ m}$$

$$= 3,2092 \text{ ft}$$

Jadi :

$$N = (600 / \pi \text{ Di}) \times (\text{WELH} / 2 \text{ Di})^{0,5}$$

$$= 97,3688 \text{ rpm}$$

$$= 1,6228 \text{ rps}$$

8. Menentukan power pengaduk

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{re} = \rho L N \text{ Di}^2 / \mu L \quad (\text{Geankoplis, Pers. 3.4-1, 1978})$$

Dimana :

$$\rho_L = 1013,6527 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_L = 6,8313 \text{ kg/ms}$$

$$N_{re} = 230,4011$$

Tenaga pengaduk:

Dari *figure 6.5 power for agitation impellers immersed in single phase liquid, baffle vessels with a gas-liquid surface*. Treybal hal 152 didapat, $P_o = 4$.

$$P = P_o \rho_L N^3 D_i^5 / g_c$$

$$N^3 = 4,2737 \quad (\text{Geankoplis, pers.3.4-2, 1978))}$$

$$D_i^5 = 0,8955 \quad (\text{Geankoplis, pers.3.4-2, 1978))}$$

$$P = P_o \rho_L N^3 D_i^5 / g_c$$

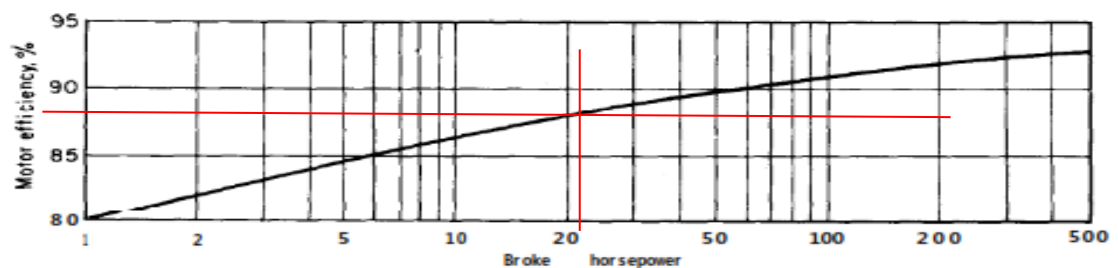
$$= 15863,9922 \text{ J/s}$$

$$= 21,2654 \text{ Hp}$$

Dari *figure 14.38 efficiencies of three phase motor*, Peter hal 521 , untuk BHP sebesar 21,2654. Hp didapat efisiensi motor sebesar 88%. Sehingga

$$\text{MHP yang didapatkan} = \frac{BHP}{\text{Efisiensi}}$$

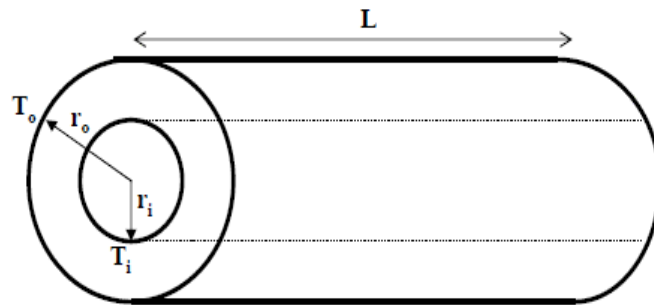
$$= 24,1652 \text{ HP}$$



10. Perpindahan panas konduksi pada silinder

Keterangan :

OD	= Outside diameter R-01	= 5,4293 m
H	= Tinggi silinder	= 15,8675 m
ID	= Inside Diameter	= 5,4293 m



Bahan yang digunakan sebagai isolator adalah *rockwool*. Alasan menggunakan bahan ini karena memiliki konduktivitas termal yang kecil, sehingga efektif digunakan sebagai isolator.

Sifat fisik isolator :

$$k = 3,4546 \text{ Kj/m}^\circ\text{C}$$

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *stainless steel*, dengan sifat fisisnya yaitu:

$$k = 238,7304 \text{ Kj/m}^\circ\text{C}$$

Perpindahan panas melalui tiap lapis tahanan dapat dihitung menggunakan rumus Hukum *Fourier* dan $A = 2\mu L$, jika diaplikasikan dalam perhitungan perancangan tangki maka diperoleh :

$$Q = \frac{T_1 - T_2}{\frac{\ln(\frac{r_2}{r_1})}{2\pi k L} + \frac{\ln(\frac{r_3}{r_2})}{2\pi k L}}$$

r_1 = jari-jari dalam tangki

r_2 = jari-jari luar tangki = r_1 + tebal tangki

r_3 = jari-jari isolasi

T_1 = suhu reaktor

T_2 = suhu udara

1. Asumsi yang digunakan untuk menghitung tebal isolator :
 - a. Keadaan *steady state*
 - b. Suhu luar reaktor, $T_u = 40^\circ\text{C} = 313,1500^\circ\text{K}$
 - c. Perpindahan panas radiasi diabaikan
 - d. Suhu dinding dalam jaket fermentor (T_1) sama dengan suhu operasi reaktor, yaitu $82^\circ\text{C} = 355^\circ\text{K}$

2. Menghitung jari-jari isolator bagian luar (R_3)

$$K_{\text{rockwool}} = 3,4546 \text{ Kj/m}^\circ\text{C}$$

$$K_{\text{stainles steel}} = 238,7304 \text{ Kj/m}^\circ\text{C}$$

$$r_1 = ID/2 = 2,3713 \text{ m}$$

$$r_2 = OD/2 = 2,3826 \text{ m}$$

$$L = 3,4546 \text{ m}$$

$$Q = \frac{T_1 - T_2}{\frac{\ln(\frac{r_2}{r_1})}{2\pi kL} + \frac{\ln(\frac{r_3}{r_2})}{2\pi kL}}$$

$$Q = \frac{40}{\frac{0,0048}{1,0998,7402} + \frac{\ln r_3}{-0,8682}} = \frac{159,1597}{159,1597}$$

$$91.871,5461 = \frac{160,0000}{\frac{0,7571}{1750555,6891} + \frac{10998,7402 \times (\ln r_3 - 0,9060)}{1750555,6891}}$$

$$91.871,5461 = \frac{160,0000}{\frac{11,084,6969 \ln r_3 - 98886,8454}{1,750555,6891}}$$

$$91.871,5461 \times \frac{1,178.024,2746}{1,178.024,2746} = 160,0000$$

$$11.084,6969 \ln r_3 - 9886,8454$$

$$\frac{160748636439017,0000}{11.084,6969 \ln r_3 - 9886,8454} = 160,0000$$

$$11.084,6969 \ln r_3 - 9886,8454$$

$$160748636439017,0000 = 1759798,4335 \ln r_3 - 1581895,2694$$

$$1759798,4335 \ln r_3 = 160748634857122$$

$$\ln r_3 = 91344913,0294$$

$$r_3 = 18,3302$$

Pada kondisi *stady state* $Q_1 = Q_2 = Q_3 = Q_4$

Sehingga tebal isolator fermentor (x^3) adalah :

$$x^3 = r^3 - r^2$$

$$= 15,9167 \text{ m}$$

$$= 0,1592 \text{ cm}$$

IDENTIFIKASI

Nama alat	Reaktor-01
Kode alat	R-01
Jumlah	1 buah
Fungsi	untuk mereaksikan $C_3H_4O_2$ dan CH_4O dibantu dengan katalis H_2SO_4 menjadi $C_4H_6O_2$
Tipe	<i>Continuous Stirred Tank Reactor</i>

DATA DESAIN

Temperatur desain ($^{\circ}C$)	75
Tekanan desain (atm)	1
Kapasitas (m^3)	14,2306

DATA MEKANIK

Tipe pengaduk	<i>Disk flate blade turbine</i>
Diameter vessel (m)	4,8908

Tinggi silinder (m)	7,3363
Tinggi tutup (m)	1,2227
Tinggi total tangki (m)	9,7817
Tinggi <i>liquid</i> (m)	5,1354
Tinggi <i>impeller</i> (m)	0,9782
Diameter <i>impeller</i> (m)	1,4673
Lebar <i>baffle</i> (m)	0,4891
Lebar <i>baffle</i> pengaduk (m)	0,9782
Panjang <i>blade</i> pengaduk (m)	1,2227
Posisi <i>baffle</i> dari dinding tangki (m)	0,1019
Tebal tangki (m)	0,01166
Tebal isolasi (m)	15,87307
Kecepatan putaran pengaduk (Rps)	1,6228
Tenaga pengaduk (Hp)	24,165
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>

21. Flash Drum (FD-01)

Alat	: <i>Flash Drum</i>
Fungsi	: Untuk memisahkan produk dan <i>impurities</i>
Tipe	: Silinder Vertikal
Kondisi Operasi	:
Temperatur	= 75 °C
Tekanan	= 1 atm
Laju alir <i>vapour</i> , <i>wv</i>	= 35,4533 kg/jam

Densitas *vapour*, $\rho_v = 0,7333 \text{ kg/m}^3$

Laju alir *liquid*, $w_l = 14.389,4421 \text{ kg/jam}$

Densitas *liquid*, $\rho_l = 1.091,2355 \text{ kg/m}^3$

Kapasitas $= 14.424,8954 \text{ kg/jam}$

Settling velocity, U_t : (Referensi di *Coulson Chem-Eng Design* Vol.6.ed.4
page 460-464)

10.9.1. Settling velocity

Equation 10.10 can be used to estimate the settling velocity of the liquid droplets, for the design of separating vessels.

$$u_t = 0.07[(\rho_L - \rho_v)/\rho_v]^{1/2} \quad (10.10)$$

where u_t = settling velocity, m/s,

ρ_L = liquid density, kg/m^3 ,

ρ_v = vapour density, kg/m^3 .

$U_t = 0,003 \text{ m/s}$

Laju alir volumetrik *vapour*, Q_v :

$Q_v = W_v/\rho_v$

$= 48,3459 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0134 \text{ m}^3/\text{s}$

Laju alir volumetrik *liquid*, Q_l :

$Q_l = W_l/\rho_l$

$= 13,1864 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0037 \text{ m}^3/\text{s}$

Kecepatan komponen uap :

$$V_a = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

V_a = maximum allowable superficial vapor velocity across inlet
face of mesh, ft/sec

k = constant based on application, Table 4-10, average for
free flowing system = 0.35 for 9–12 lb/cu ft mesh

ρ_L = liquid density, lb/cu ft

ρ_v = vapor density, lb/cu ft

$$k = 0,350$$

$$v_a = 13,4969 \text{ ft/s} = 4,1138 \text{ m/s}$$

design velocity, v_d :

$$v_d = 0,75 V_a$$

$$= 10,1226 \text{ ft/s} = 3,0854 \text{ m/s}$$

Vessel Cross Sectional Area, A

$$A = Q_v / V_d$$

$$= 0,0044 \text{ m}^2$$

Diameter Vessel, D

$$D = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}}$$

$$= 0,0745 \text{ m}$$

Volumetrik untuk 4 menit hold up, V

$$4 \text{ menit} = 240 \text{ s}$$

$$V = Q_l \cdot 240 \text{ s}$$

$$= 0,8791 \text{ m}^3$$

Ketinggian Liquid, L

$$H_l = \frac{V}{A}$$

$$= 201,9698 \text{ m}$$

$$L = H_l + H_v$$

$$L/D = 3-8$$

$$(H_l + H_v)/D = 7$$

$$D = 0,0745 \text{ m}$$

$$L = 0,2234 \text{ m}$$

Space untuk vapor, H_v

$$H_v = -201,7465 \text{ m}$$

$$H_v - h_l = -194,5198 \text{ m}$$

Digunakan *Flash Drum* tipe *head ellipsoidal*:

$$V_s = 0,0010 \text{ m}^3$$

$$V_h = 0,0001 \text{ m}^3$$

$$V_t = 0,0011 \text{ m}^3$$

Tebal Dinding, t

$$t = \frac{P \times r}{S \times E - 0,6 \times P} + C \quad \dots\dots\dots (Tabel.4 \text{ p.570 Peters})$$

$$P = \text{tekanan operasi : } 1 \text{ atm} = 14,6960 \text{ psi}$$

$$r = \text{jari-jari : } 0,0372 \text{ m}$$

$$S = \text{tekanan kerja yang diizinkan: } 13.700,0000 \text{ psi}$$

$$E = \text{efisiensi pengelasan} = 0,8500 \quad (\dots \text{Coulson p.639})$$

$$C = \text{korosi yang diizinkan} = 0,0032 \text{ m} = 0,1250 \text{ in (m... Tabel 23-2 Perry)}$$

$$t = 0,0032 \text{ m} = 0,3222 \text{ cm} = 0,1269 \text{ in}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Flash Drum
Kode Alat	FD – 01
Jumlah	1 buah
Fungsi	Memisahkan produk dengan <i>impurities</i>

DATA DESAIN

Tipe	Silinder vertikal dengan head tipe ellipsoidal
Temperatur	75,0000 °C
Tekanan	1,0000 atm
Kapasitas	14.424,8954 kg/jam

DATA MEKANIK		
Area vessel	0,0044	m ²
Diameter vessel	0,0745	m
Tinggi vessel	0,2234	m
Volume vessel	0,8791	m ³
Tebal dinding vessel	0,0032	m
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	

22. Kolom Destilasi-01 (KD-01)

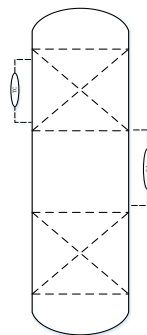
Fungsi : Memisahkan metil akrilat dari komponen lainnya

Tipe : *Sieve Tray Distillation*

Bahan : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 Unit

Gambar :



Kondisi *Feed* :

Temperatur : 88,4685 °C = 361,4685 °K

Tekanan : 1 atm

Kondisi *top* :

Temperatur : 80,44176 °C = 353,44176 °K

Tekanan : 1 atm

Kondisi *bottom* :

Temperatur : 100,7412 °C = 373,12 °K

Tekanan : 1 atm

1. Jumlah *stage* dan refluks rasio

Pada kolom distilasi ini :

Light key adalah C₄H₆O₂

Heavy key adalah H₂O

Komponen	X,D	X,B	X,F
C ₃ H ₄ O ₂	0,0000	0,1601	0,0909
CH ₄ O	0,0000	0,0000	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂	0,9902	0,0002	0,4284
H ₂ O	0,0098	0,7475	0,4284
H ₂ SO ₄	0,0000	0,0922	0,0523

a. *Stage* minimum (Nm)

Dilakukan perhitungan *relative volatility* pada setiap komponen :

$$\alpha_i = \frac{K_t}{K_{hk}} \quad \text{dan} \quad \alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{distilat} \times \alpha_{bottom}}$$

Komponen	α distilat	α botom	α average
C ₃ H ₄ O ₂	0,1097	1,8035	0,4448
CH ₄ O	1,8061	0,2485	0,6699
C ₄ H ₆ O ₂	1,0000	1,0000	1,0000
H ₂ O	0,4735	3,6711	1,3184
H ₂ SO ₄	2,4125	0,0013	0,0556
Total			3,48869

Perhitungan *stage* minimum dilakukan dengan metode fenske :

$$N_M = \frac{\text{Log} [(X_{LK} / X_{HK})_D \times (X_{HK} / X_{LK})_B]}{\text{Log} (\alpha_{Avg})} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

Stage minimum : 4,87296 stage

b. *Refluks minimum*

Untuk menghitung refluks minimum, digunakan persamaan *Underwood* :

$$1 - q = \frac{\alpha_i \times x_i f}{(\alpha_i - \theta)}$$

Oleh karena *feed* dalam kolom distilasi adalah saturated liquid and gas, maka nilai K adalah jumlah fraksi fasa liquid:

$$q = 0,5$$

Sehingga persamaan menjadi :

$$0,5 = \frac{\alpha_i \times x_i f}{(\alpha_i - \theta)}$$

Dari persamaan tersebut, ditrial sehingga didapatkan nilai $\theta = 1,512$. maka :

$$\frac{\alpha_i \times x_i D}{(\alpha_i - \theta)} = Rm + 1$$

Keterangan :

α_i = *Relative volatility* rata-rata komponen i

θ = Konstanta *Underwood*

$x_{i,D}$ = Fraksi komponen I dalam distilat

$x_{i,F}$ = Fraksi komponen I dalam *feed*

Komponen	$\frac{\alpha_i \times x_i f}{(\alpha_i - \theta)}$	$\frac{\alpha_i \times x_i D}{(\alpha_i - \theta)}$
C ₃ H ₄ O ₂	0,0132	0,0000
CH ₄ O	0,0000	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂	0,5590	1,2919
H ₂ O	0,2665	0,0061
H ₂ SO ₄	0,1616	0,0000
Total	1,0002	1,2980

Sehingga :

$$R_m + 1 : 1,2980$$

$$R_m : 0,2980$$

R operasi berkisar antara 1.2 - 1.5 R_m (Geankoplis), jadi :

$$R_{op} : 0,44704$$

c. Jumlah *stage* teoritis

Perhitungan *stage* ideal dilakukan dengan menggunakan korelasi erbar maddox :

$$\frac{R_{operasi}}{R_{operasi}+1} = 0,3089$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = 0,2296$$

Dari grafik buku coulson , didapatkan :

$$\frac{Nm}{N} = 0,48$$

$$N_{teoritis} : 10,1520 \text{ stage}$$

d. Efisiensi kolom

Dilakukan perhitungan efisiensi kolom untuk mengetahui jumlag *stage* aktual yang diperlukan. Pertama dilakukan perhitungan pada viskositas rata-rata.

$$\mu, D = 0,2488 \text{ cP}$$

$$\mu, B = 0,2796 \text{ cP}$$

$$\mu_{avg} = \sqrt{\mu_{avg \text{ distilat}} \times \mu_{avg \text{ bottom}}}$$

$$\mu_{avg} = 0,26375 \text{ cP}$$

$$\alpha_{avg} = 3,48869$$

$$\text{maka nilai } \alpha_{avg} \times \mu_{avg} = 0,920145 \text{ cP}$$

Berdasarkan grafik pada buku coulson, didapatkan :

Column Efficiency (Eo) 70 %

Maka jumlah *stage* aktual adalah :

$$N_{aktual} = \frac{N}{E_o}$$

Naktual = 14,50289 *stage*

Jumlah *stage* tersebut ditambahkan dengan *stage* untuk reboiler dan kondensor, sehingga :

Naktual = 16,50289 *stage* = 17 *stage* (Coulson, 1999)

e. Lokasi *Feed Stage*

Menentukan lokasi *feed stage* dilakukan dengan perhitungan menggunakan persamaan kirkbride :

$$\text{Log} \frac{N_r}{N_s} = 0,206 \times \log \left[\frac{B}{D} \left(\frac{X_{HK,F}}{X_{LK,F}} \right) \left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}} \right)^2 \right]$$

Keterangan :

B = Laju alir molar bottom product (kmol/jam)

D = Laju alir molar distilat (kmol/jam)

X_{HK,F} = Fraksi mol *heavy* komponen di *feed*

X_{LK,F} = Fraksi mol light komponen di *feed*

X_{LK,B} = Fraksi mol light komponen di *bottom*

X_{HK,D} = Fraksi mol light komponen di distilat

N_r = Jumlah *stage* dibagian atas feed (*rectifying*)

N_s = Jumlah *stage* dibagian bawah feed (*stripping*)

(Coulson,1999)

B = 145,0796 kmol/jam

D = 110,6034 kmol/jam

$$\frac{X_{HK,F}}{X_{LK,F}} = 1,0000$$

$$\left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}}\right)^2 = 0,0002$$

$$\frac{B}{D} = 1,3117$$

$$= 0,0003$$

$$\text{Log } \frac{N_r}{N_s} = -0,7213$$

Maka:

$$\frac{N_r}{N_s} = 0,1900$$

Sehingga:

$$N_r = 1,001550636 \times N_s$$

$$N_{\text{teoritis}} = N_s + N_r$$

$$\text{maka } N_s = N_{\text{teoritis}} - N_r$$

$$N_r = 1,001550636 \times (N_{\text{teoritis}} - N_r)$$

Jadi aktual 17 *stage*

$$N_r = 3,229695 \text{ stage}$$

Jadi :

$$N_s = 14,28593$$

Didapatkan *feed* masuk pada *stage* ke-26 dari atas

$$N_r = 14 \text{ stage}$$

$$N_s = 17 \text{ stage}$$

2. Kolom bagian atas (*Rectifying Section*)

Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa, maka didapatkan :

$$V = 9.448,1333 \text{ kg/jam}$$

$$R = 9.428,51066 \text{ kg/jam}$$

$$L = 9.428,3794 \text{ kg/jam}$$

Data	Vapor	Liquid
<i>Mass flowrate</i> (kg/det)	2,6245	2,6190
<i>Density</i> (kg/m ³)	877,8882	878,9368
<i>Volumetric flowrate</i> (m ³ /det)	0,0030	0,0030
<i>Surface tension</i> (N/m)	0,0241	

Diameter Kolom (Dc)

a. *Liquid-Vapor Flow Factor*

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

$$F_{LV} = 0,9973$$

Keterangan :

F_{LV} = Liquid-vapot flow factor

L = Laju alir massa distilat (kg/jam)

V = Laju alir massa vapor (kg/jam)

ρ_v = Densitas vapor (kg/m³)

ρ_l = Densitas distilat (kg/m³)

(Coulson, 1999)

b. Kecepatan *Flooding* (uf)

Plate spacing pada umumnya berada pada range 0,3 – 0,6 m (Coulson, 1999) maka, ditetapkan *plate spacing* adalah 0,3 m. Sehingga berdasarkan *figure 11.27* buku coulson didapatkan nilai :

$$K_1 = 0,025$$

Dilakukan koreksi pada nilai K₁ :

$$K^+ \left(\frac{\sigma}{0.02} \right)^{0.2} K_1$$

$$K^+ = 0,02595$$

Kecepatan *flooding* (u_f) =

$$K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_f = 0,000897 \text{ m/s}$$

c. Kecepatan uap ($\hat{U}$)

Berdasarkan coulson (1999), kecepatan uap berada pada *range* 70 - 90% kecepatan *flooding*. Sehingga pada perhitungan ini digunakan 80% kecepatan *flooding*.

$$\text{kecepatan uap } (\hat{U}) = 0,0007 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

d. Maksimum volumetrik *flow area* (U_v maks)

$$U_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho_v \times 3600}$$

$$U_v \text{ maks} = 0,08299 \frac{\text{m}^3}{\text{detik}}$$

e. Net Area (A_n)

$$A_n = \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{U}}$$

$$A_n = 115,6616 \text{ m}^2$$

f. Cross Section Area (A_c)

Berdasarkan coulson (1999), *downcomer* area sebanyak 12%, sehingga :

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

$$A_c = 131,4336 \text{ m}^2$$

g. Diameter kolom (D_c)

$$Dc = \sqrt{\frac{4 Ac}{\pi}}$$

$$Dc = 12,9395 \text{ m}$$

3. *Desain Plate*

a. *Downcomer area (Ad)*

$$Ad = \%downcomer \times Ac \quad (\text{Coulson, pg. 473})$$

$$Ad = 15,7720 \text{ m}^2$$

b. *net area (An)*

$$An = Ac - Ad$$

$$An = 115,6616 \text{ m}^2$$

c. *Active Area (Aa)*

$$Aa = Ac - 2Ad$$

$$Aa = 99,8895 \text{ m}^2$$

d. *Hole Area (Ah)*

Ditetapkan hole area adalah 8% dari active area, sehingga :

$$Ah = 9,9890 \text{ m}^2$$

e. *Weir Length (lw)*

Nilai *weir length* didapatkan melalui pembacaan grafik pada figur 11.31 coulson.

$$\text{Sumbu } Y = \frac{Ad}{Ac} \times 100\%$$

$$Y = 12$$

Maka :

$$\frac{lw}{Dc} = 0,76$$

$$l_w = 9,8340 \text{ m}$$

f. *Weir height dan Hole size*

Berdasarkan coulson (1990)., didapatkan data *weir* dan *hole* untuk bagian atas dan bawah kolom :

$$\text{Weir height (hw)} = 45 \text{ mm}$$

$$\text{Hole diameter (dh)} = 5 \text{ mm}$$

$$\text{Plate thickness} = 5 \text{ mm}$$

4. Pengecekan

a. *Check weeping*

$$\text{maksimum liquid rate (Lm, max)} = \frac{L}{3600} = 2,6190 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{minimum liquid rate (Lm, min)} = 70 \% \times Lm, \text{max} = -1,8333 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{weir liquid crest (how, max)} = 750 \left[\frac{Lm, \text{maks}}{\rho_1 l_w} \right]^{\frac{2}{3}} = 3,3834 \text{ mm liquid}$$

$$\text{weir liquid crest (how, min)} = 750 \left[\frac{Lm, \text{min}}{\rho_1 l_w} \right]^{\frac{2}{3}} = 2,6674 \text{ mm liquid}$$

Pada rate minimum :

$$hw + how, \text{min} = 47,6674 \text{ mm liquid}$$

Berdasarkan figur 11.30 coulson, didapatkan :

$$K_2 = 30$$

$$\text{minimum desain vapor velocity (uh)} = \left[\frac{K_2 - 0,90 (25,4 - d_k)}{(\rho_v)^{1/2}} \right]$$

$$= 3,9286 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$\text{Actual minimum vapor velocity (Uv, min actual)} = \frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah} =$$

$$0,2095 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Oleh karena nilai $Uv, \text{min actual} > uh$. Maka perhitungan ini dapat diterima.

b. *Plate Pressure Drop*

$$\begin{aligned} \text{jumlah maksimum vapor yang melewati hole } (U_h) &= \frac{U_{v, maks}}{Ah} \\ &= 0,0003 \frac{m}{s} \end{aligned}$$

Didapatkan nilai orifice coefficient (Co) dari figure 11.34 coulson, sehingga :

$$\frac{Ah}{Ap} = \frac{Ah}{Aa} = 10$$

$$\frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

Maka :

$$Co = 0,84$$

$$\text{dry plate } (hd) = 51 \left[\frac{\dot{U}_h}{Co} \right]^2 \frac{\rho_V}{\rho_L} = 0,0000065 \text{ mm liquid}$$

$$\text{residual head } (hr) = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} = 14,2217 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \text{total pressure drop } (ht) &= hd + (hw + how) + hr \\ &= 62,6052 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Oleh karena pressure drop lebih besar dari 100 mm yg merupakan basis perhitungan (coulson, 1990) maka perhitungan ini dapat diterima.

c. *downcomer liquid backup*

$$\text{downcomer pressure loss } (hap) = hw - 10 = 35 \text{ mm}$$

$$\text{area under apron } (Aap) = hap \times \frac{lw}{100} = 0,34419 \text{ m}^2$$

Karena $Aap < Ad$, maka nilai Aap menggunakan :

$$\text{head loss in the downcomer } (hdc) = 166 \left[\frac{Lm, max}{\rho_L A_{ap}} \right]^2 = 0,01244 \text{ mm}$$

$$\text{back up in downcomer } (hbc) = (hw + how) + ht + hdc$$

$$= 111,0010 \text{ mm}$$

$$= 0,1110 \text{ m}$$

Nilai hbc harus kurang dari $1/2(\text{plate spacing} + \text{weir height})$ (coulson, 1999)

$$\frac{1}{2}(\text{plate spacing} + \text{weir height}) = 172,5 \text{ mm}$$

Maka, nilai hbc dapat diterima

d. *Residence time* (tr)

$$tr = \frac{Ad \text{ hbc } \rho_L}{Lm, maks} = 587,5406 \text{ detik}$$

Berdasarkan coulson (1990), *residence time* harus lebih dari 3 detik. Maka perhitungan ini diterima.

e. *Entrainment*

$$uv = \frac{Uv \text{ maks}}{An} = 0,0007152 \frac{m}{s}$$

$$\text{persen flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100 = 80\%$$

untuk $F LV = 0$,

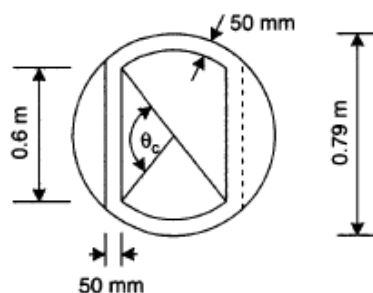
Didapatkan nilai Ψ dari

$$\Psi = 0,35$$

Nilai Ψ harus lebih kecil dari 1 (coulson, 1990), hingga perhitungan ini dapat diterima

5. *Trial layout*

Digunakan *plate type cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir *plate* dan 50 mm *wide calming zone* (coulson, 1990)



Sudut *subtended* antara pinggir plate dengan *unperforated strip* (θ) dari figure 11.32 coulson, didapatkan nilai pada

$$\frac{lw}{Dc} = 0,76 \text{ adalah :}$$

$$\theta_c = 88^\circ C$$

Sudut *subtended* antara pinggir plate dengan

$$\text{unperforated strip}(\theta) = 180 - \theta_c = 92^\circ C$$

$$\text{mean length, unperforated edge strips (Lm)} = (Dc - hw) \times 3,14 \left[\frac{\theta_c}{2} \right] = -$$

$$20,6943 \text{ m}$$

$$\text{area of unperforated edge strips (Aup)} = 0.9312 \text{ m}^2$$

$$\text{area of calming zone (Acz)} = 2 (Lcz \times hw) = 0,02054 \text{ m}^2$$

$$\text{mean length of calming zone (Lcz)} = (Dc - hw) \sin \left[\frac{\theta_c}{2} \right] = 59,85411659 \text{ m}$$

$$\text{total area perforations (Ap)} = Aa - (Aup + Acz) = 98,93776 \text{ m}^2$$

Dari figure 11.33 coulson, untuk :

$$\frac{Ah}{Ap} = 0,10096$$

Sehingga :

$$\frac{Ip}{Ap} = 2,92$$

Nilai diatas dapat diterima karena masuk dalam range 2,5 - 4

(Coulson, 1999)

6. Jumlah Holes

Area untuk 1 hole (Aoh)

$$3,14 \frac{an}{4} = 0,000019625 m^2$$

$$jumlah\ holes = \frac{Ah}{Aoh} = 508991,3307 = 26402\ holes$$

Tebal dinding kolom berdasarkan tabel 4 buku Peter, dapat diketahui data-data sebagai berikut :

$$P = 1\ atm$$

$$Da = 12,93953\ m$$

$$ri = 6,469577\ m$$

$$Ej = 0,85\ (spot\ examined)$$

$$S = 13,700\ psi = 932,2296\ atm$$

$$Cc = 1 \frac{mm}{tahun} = 0,02\ m$$

$$waktu = 20\ tahun$$

a. Bagian *head ellipsoidal*

$$t = \frac{P \cdot Da}{2 \cdot S \cdot Ej - 0,2 P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

Da = Diameter kolom

Ej = Efisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$$t\ head = 0,02979\ m$$

b. Bagian *silinder*

$$t = \frac{P \cdot ri}{S \cdot Ej - 0,6 \cdot P + P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

ri = Jari-jari kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$$t_{\text{silinder}} = 0,02981 \text{ m}$$

Maka:

$$OD = ID \times 2 t_{\text{silinder}}$$

$$OD = 12,99914 \text{ m}$$

3. Kolom bagian bawah (*Stripping section*)

Data-data berdasarkan perhitungan neraca massa, didapatkan :

$$L' = 4941,30882 \text{ kg/jam}$$

$$V' = 4850,509874 \text{ kg/jam}$$

$$B = 90,79894 \text{ kg/jam}$$

Data	Vapor	Liquid
Mass flowrate (kg/det)	1,3474	1,3726
Density (kg/m ³)	878,9368	877,8882
Volumetric flowrate (m ³ /det)	0,0015	0,0016
Surface tension (N/m)	0,0581	

1. Diameter Kolom (Dc)

a. Liquid-Vapor Flow Factor

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

$$F_{LV} = 1,01933$$

Keterangan :

F LV = liquid-vapot flow factor

L = laju alir massa distilat (kg/jam)

V = laju alir massa vapor (kg/jam)

ρ_v = densitas vapor (kg/m³)

ρ_l = densitas distilat (kg/m³)

b. kecepatan *flooding* (uf)

Plate spacing pada umumnya berada pada range 0.3 - 0.6 m (Coulson, 1999)maka, ditetapkan *plate spacing* adalah 0.3 m. sehingga berdasarkan *figure 11.27* buku coulson, didapatkan nilai :

$$K_1 = 0,0021$$

Dilakukan koreksi pada nilai k1:

$$K^+ = \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2} K_1$$

$$K1^+ = 0,002599$$

$$\text{kecepatan flooding (uf)} = K_1^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$(uf) = 0,00809039 \frac{m}{s}$$

c. Kecepatan uap ($\hat{U}$)

Berdasarkan coulson (1999), kecepatan uap berada pada *range* 70 - 90% kecepatan *flooding*. Sehingga pada perhitungan ini digunakan 70% kecepatan *flooding*.

$$\text{kecepatan uap } (\hat{U}) = 0,006472312 \frac{m}{s}$$

- d. Maksimum volumetrik flow area (U_v maks)

$$U_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho_v \cdot 3600}$$

$$U_v \text{ maks} = 0,01533 \frac{m^3}{detik}$$

- e. Net Area (A_n)

$$A_n = \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{u}}$$

$$A_n = 160,57954 \text{ m}^2$$

- f. Cross Section Area (A_c)

Berdasarkan coulson (1999), downcomer area sebanyak 12%, sehingga :

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

$$A_c = 182,476754 \text{ m}^2$$

- g. Diameter kolom (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_c}{\pi}}$$

$$D_c = 15,24646 \text{ m}$$

2. Desain Plate

- a. Downcomer area (A_d)

$$A_d = \% \text{ down comer} \times A_c$$

$$A_d = 21,89721 \text{ m}^2$$

- b. Net area (A_n)

$$A_n = A_c - A_d$$

$$A_n = 160,5795 \text{ m}^2$$

- c. Active Area (A_a)

$$Aa = Ac - 2Ad$$

$$Aa = 138,68233 \text{ m}^2$$

d. *Hole Area (Ah)*

Ditetapkan hole area adalah 8% dari active area, sehingga :

$$Ah = 13,86823 \text{ m}^2$$

e. *Weir Length (lw)*

Nilai *weir length* didapatkan melalui pembacaan grafik pada figur 11.31 coulson.

$$\text{Sumbu } Y = \frac{Ad}{Ac} \times 100\%$$

$$Y = 12$$

Maka :

$$\frac{lw}{Dc} = 0,76$$

$$lw = 11,58731 \text{ m}$$

f. *Weir height dan Hole size*

Berdasarkan coulson (1990)., didapatkan data weir dan hole untuk bagian atas dan bawah kolom :

Weir height (hw) : 45 mm

Hole diameter (dh) : 5 mm

Plate thickness : 5 mm

3. Pengecekan :

a. *Check weeping*

$$\text{maksimum liquid rate } (Lm, \max) = \frac{L}{3600} = 1,3726 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{minimum liquid rate } (Lm, \min) = 70\% \times Lm, \max = 0,9608 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{weir liquid crest (how, max)} = 750 \left[\frac{Lm, maks}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 76,5938 \text{ mm liquid}$$

$$\text{weir liquid crest (how, min)} = 750 \left[\frac{Lm, min}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 1,9731 \text{ mm liquid}$$

Pada rate minimum :

$$hw + \text{how, min} = 105,3845 \text{ mm liquid}$$

berdasarkan figur 11.30 coulson, didapatkan :

$$K2 = 30,1$$

$$\text{minimum desain vapor velocity (uh)} = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_k)]}{(\rho_v)^{\frac{1}{2}}} = 0,39296 \frac{m}{s}$$

Actual minimum vapor velocity ($Uv, \text{min actual}$) =

$$\frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah} = 0,07736 \frac{m}{s}$$

Oleh karena nilai $Uv, \text{min actual} > uh$. Maka perhitungan ini dapat diterima

b. Plate Pressure Drop

$$\text{jumlah maksimum vapor yang melewati hole (Uh)} = \frac{Uv, maks}{Ah} = 0,00011 \frac{m}{s}$$

Didapatkan nilai orifice coefficient (Co) dari figure 11.34 coulson, sehingga :

$$\frac{Ah}{Ap} = \frac{Ah}{Aa} 10$$

$$\frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

Maka:

$$Co = 0,845$$

$$\text{dry plate (hd)} = 51 \left[\frac{Uh}{Co} \right] \frac{\rho_v}{\rho_L} = 0,0087375 \text{ mm liquid}$$

$$\text{residual head (hr)} = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} = 14,23872 \text{ mm liquid}$$

$$\text{total pressure drop (ht)} = hd + (hw + \text{how}) + hr = 14,2387 \text{ mm liquid}$$

Oleh karena pressure drop lebih besar dari 100 mm yg merupakan basis perhitungan (coulson, 1990) maka perhitungan ini dapat diterima.

c. *Downcomer liquid backup*

$$\text{downcomer pressre loss (hap)} = h_w - 10 = 35 \text{ mm}$$

$$\text{area under apron (Aap)} = \text{hap} \times \frac{lw}{1000} = 0,405556 \text{ m}^2$$

Karena Aap < dari Ad, maka nilai Aap menggunakan :

$$\text{head loss in the downcomer (hdc)} = 166 \left[\frac{Lm, \max}{\rho_L Aap} \right]^2 = 144,3342565 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} \text{back up in downcomer (hbc)} &= (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \\ &= 108,1960 \text{ mm} = 0,108196 \text{ m} \end{aligned}$$

Nilai hbc harus kurang dari 1/2(plate spacing + weir height) (coulcon, 1999) :

$$\frac{1}{2} (\text{plate spacing} + \text{weir height}) = 172,5 \text{ mm}$$

Maka, nilai hbc dapat diterima

d. *Residence time (tr)*

$$tr = \frac{Ad \text{ hbc } \rho_L}{Lm, maks} = 1513,304354 \text{ detik}$$

Berdasarkan coulson (1990), residence time harus lebih dari 3 detik. Maka perhitungan ini diterima.

e. *Entrainment*

$$uv = \frac{Uv \text{ maks}}{An} = 0,006472312 \frac{m}{s}$$

$$\text{persen flooding} = 80\%$$

$$\text{untuk } F_{LV} =$$

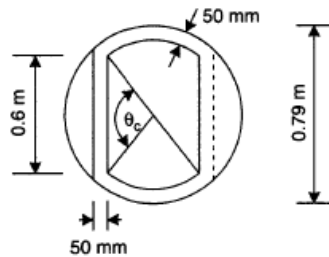
Didapatkan nilai Ψ dari figure 11.29 buku coulson

$$\Psi = 0,028$$

Nilai Ψ harus lebih kecil dari 1 (coulson, 1990), hingga perhitungan ini dapat diterima

4. Trial layout

Digunakan *plate type cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir plate dan 50 mm wide *calming zone* (coulson, 1990)



- a. Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ) dari figure 11.32 coulson, didapatkan nilai pada

$$\frac{lw}{Dc} = 0,76 \text{ adalah: } \theta_c = 87$$

sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforated strip(θ)

$$= 180 - \theta_c = 93^\circ$$

mean length, unperforated edge strips (L_m) = 24,6614 m

area of unperforated edge strips (A_{up}) = $hw \times L_m = 1,10978 \text{ m}^2$

mean length of calming zone (L_{cz}) = $(Dc - hw) \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right) = 7,05067 \text{ m}$

area of calming zone (A_{cz}) = $2 (L_{cz} \times hw) = 0,63456 \text{ m}^2$

total area perforations (A_p) = $A_a - (A_{up} + A_{cz}) = 136,93799 \text{ m}^2$

Dari figure 11.33 coulson, untuk:

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,10274$$

Sehingga:

$$\frac{lp}{dh} = 3$$

Nilai diatas dapat diterima karena masuk dalam range 2.5 - 4 (COULSON)

5. Jumlah *Holes*

$$area\ untuk\ 1\ hole\ (A_{oh}) = 3.14 \frac{a_n}{4} = 0,000019625\ m^2$$

$$jumlah\ holes = \frac{A_h}{A_{oh}} = 29851,10948 = 14431\ holes$$

6. Tebal dinding kolom

Berdasarkan tabel 4 buku *Peter*, dapat diketahui data-data sebagai berikut:

P : 1 atm

Da : 15,24646 m

ri : 7,62323 m

Ej : 0,85 (spot examined)

S : 13.700 psi

Cc : 1 mm/tahun 0,02 m

Waktu : 20 tahun

a. Bagian bawah *ellipsoidal*

$$t = \frac{P \cdot Da}{2 \cdot S \cdot E_j - 0,2 \cdot P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

Da = Diameter kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$$t_{bawah} = 0,031546\ m$$

b. Bagian *silinder*

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_j - 0,2 \cdot P} + C_c$$

Keterangan ;

P = Tekanan desain

r_i = Jari-jari kolom

E_j = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

C_c = Korosi yang diizinkan

$$t_{\text{silinder}} = 0,031555 \text{ m}$$

Maka :

$$OD = ID \times 2 \times t_{\text{silinder}}$$

$$OD = 15,309568 \text{ m}$$

4. Total Pressure Drop

$$\text{rectifying section} = 60,60517 \text{ mm liquid} = 639,2547 \text{ Pa}$$

$$\text{stripping section} = 61,2205 \text{ mm liquid} = 526,6987 \text{ Pa}$$

$$\text{Total Pressure Drop} = (N1 \times \Delta P1) + (N2 \times \Delta P2)$$

$$= 1650,344 \text{ Pa} = 0,016288 \text{ atm}$$

5. Tinggi kolom distilasi

$$H_p = (N1 \times \text{tray spacing}) + (N2 \times \text{tray spacing})$$

$$H_p = 9,3 \text{ m}$$

$$H_{\text{elipsoidal atas}} = \frac{1}{4} ID = 3,23488 \text{ m}$$

$$H_{\text{elipsoidal bawah}} = 3,8116 \text{ m}$$

$$H_{\text{distilasi}} = 16,3464 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Kolom Destilasi-01			
Kode Alat	KD-01			
Jumlah	1	Unit		
Operasi	Kontinyu			
Fungsi	memisahkan metil akrilat dari komponen lainnya			
DATA DESAIN				
	Top		Bottom	
Tekanan	1	atm	1	atm
Temperatur	80,44176	°C	100,7412	°C
DATA MEKANIK				
Tinggi	16,3465	m		
Stage	17	stage		
	Top		Bottom	
Diameter	12,93953			15,24646
Tray spacing				
t silinder	0,022261			0,023041
t head	0,022259			0,023039
Material	Carbon steel			
PELAT				
	Top		Bottom	
Active area	99,88955	m²	138,6823	m²
Hole diameter	5	mm	5	mm
Hole area	9,988955	m²	13,86823	m²
Panjang weir	45	mm	45	Mm
Tebal pelat	5	mm	5	Mm
Jumlah hole	26402	holes	14431	holes

23. Total Condensor-01 (TC-01)

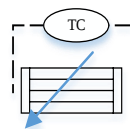
Fungsi : Merubah fase methanol menjadi liquid dan refluks

Jenis : *1-4 Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan baku : *Carbon steel*

Jumlah : 1 unit

Gambar



TC-01

Fluida Panas :

$$W = 9448.133328 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 80.44^\circ\text{C} = 176.7951683^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 80.44^\circ\text{C} = 176.7951683^\circ\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$W = 62722.51133 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 30,00^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 50,00^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

$$\text{Beban Panas (Q)} = 10933862.4636 \text{ kJ/jam}$$

$$= 10363246.05 \text{ Btu/jam}$$

1. LMTD

Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	Selisih
176.7951683°F	Suhu tinggi	122	54.79516827
176.7951683°F	Suhu rendah	86	90.79516827

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)} \quad (\text{Sumber : DQ. Kern, 1950})$$

$$= 71.2865568^\circ\text{F}$$

Oleh karena $R = 0$, maka :

$$\Delta t = \text{LMTD} = 71.2865568^\circ\text{F}$$

1. Temperatur Klorik (T_c dan t_c)

$$T_c = T_{\text{avg}} = 176.7951683^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = 104^\circ\text{F}$$

2. Design overall coefficient (UD)

Berdasarkan (DQ. Kern, 1950) diperoleh nilai UD

$$\text{Asumsi UD} = 100 \text{ Btu/jamFft}^2$$

$$A = \frac{Q}{\text{UD} \times \Delta T}$$

$$A = 1453.744789 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. Dari table 10 (DQ. Kern, 1950)

$$\text{OD tube} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$a'' = 0,1963 \text{ ft/ft}^2$$

$$L = 31,2 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube} &= \frac{A}{Lxa''} \\ &= 3503,9173 \end{aligned}$$

$$N_t = 44 \text{ tube}$$

Koreksi UD

dari table 9 (DQ. Kern, 1950)

$$\begin{aligned} A &= N_t \cdot L \cdot a'' \\ &= 269,48064 \end{aligned}$$

$$\text{UD} = 539.4617 \text{ (terpenuhi)}$$

4. Rencana Klasifikasi :

a. Tube Side:

Panjang <i>tube</i> (L)	= 31,2 ft	= 9,5098 m
<i>Outside</i> Diameter (OD)	= 0,75 in	= 0,0191 m
Inside Diameter (ID)	= 0,652 in	= 0,0166 m
BWG	= 18	
Pass	= 4	
Jumlah <i>tube</i> (Nt)	= 44 <i>tube</i>	
<i>Tube sheet</i>	= 0,9375 in <i>triangular pitch</i>	
Rd yang diijinkan	= 0,003	

b. Shell side :

ID	= 39 in = 0,9906 m
<i>Baffle space</i> min	= 19 in = 0,4953 m
Pass (n)	= 1

5. Fluida Dingin (*Tube Side*)

a. <i>Flow area per tube</i> (at')	= 0,334 in ²
Total <i>flow area</i> (at)	= $\frac{Nt \times at'}{144 \times n}$
	= 0,025513889 ft ²
b. <i>Mass Velocity</i> , Gt	= W / at
	= 62722.51133Kg/jam
	= 5419716.652lb/jam (ft ²)
c. <i>Velocity</i> (V)	
ρ	= 58.73864628lb/ft ³
V	= Gt/3600 ρ
	= 25.63009097ft/s

d. h_i

Berdasarkan *figure 25* buku kern, didapatkan :

$$h_i = 1510$$

e. h_{io}

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times ID/OD \\ &= 1312.693333 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F} \end{aligned}$$

f. Bilangan Reynold, Re_t

$$D_t = 0,652 \text{ in} = 0,0543333 \text{ ft}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,023 \text{ cP} = 0,05566 \text{ lb/ft.hr}$$

(Fig. 15, DQ. Kern, 1950, hal 825)

$$\begin{aligned} Re_t &= \frac{D_t \times G_t}{\mu} \\ &= 5290536.677 \end{aligned}$$

6. Fluida Panas : *Shell Side*

$$\begin{aligned} \text{a. Clearance (C')} &= \text{pitch} - OD \\ &= 0,19 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{b. Luas area laluan (as)} &= \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T} \\ &= 1,05625 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{c. Laju alir (Gs)} &= W / as \\ &= 19720.09916 \text{ lbm/jam ft}^2 \end{aligned}$$

d. *Condensing load (G'')*

$$\begin{aligned} G'' &= W / (L \text{ Nt})^{2/3} \\ &= 32.17240091 \text{ lb/hr lin ft} \end{aligned}$$

e. h_o

berdasarkan buku Kern, asumsi h_o 710

f. tube-wall temperature (t_w)

$$t_w = t_o + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 129.5523507^\circ\text{F}$$

g. Koreksi h_o

$$t_f = (T_v + t_w)/2 = 153.1737595^\circ\text{F}$$

berdasarkan tabel 4, buku kern :

$$k_f = 0.153 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/ft}$$

berdasarkan figure 6, buku kern :

$$s_f = 1.04$$

berdasarkan figure 14, buku kern :

$$\mu_f = 0.023 \text{ cP}$$

berdasarkan figure 12.9, buku kern :

$$h = h_o = 700 \text{ (mendekati)}$$

7. Clean Overall coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io}h_o}{h_{io}+h_o} = 432.2599 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

8. Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = -0.0003$$

PRESSURE DROP

a. Tube side

$$\text{Untuk Ret} = 5290536.677$$

$$\text{Faktor friksi (} f \text{)} = 0.000078 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

Fig 26 (Kern, 1965)

$$s = 1$$

$$\text{Pressure drop (} \Delta P_t \text{)} = \frac{f \times G \times t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D \times e \times s \times \phi \times t}$$

$$= 100.81508 \text{ psi}$$

$$\Delta P_r = \frac{4\eta V^2}{s 2g'}$$

$$\text{Untuk } G_t = 5419716.652 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari figur 27 buku Kern, didapatkan :

$$V^2/2g' = 1,6$$

Maka :

$$\Delta P_r = 19,225.6 \text{ psi}$$

Total *pressure drop*

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 126.41508 \text{ psi}$$

$$= 8.6020 \text{ atm}$$

b. Shell Side

Reynold Number (Res)

$$Des = \frac{4x(P_T^2 - \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{\pi \cdot OD}$$

$$Ds = 0,742834395 \text{ in} = 0,06190287 \text{ ft}$$

$$\mu = 0,023 \text{ cP} = 0,05566 \text{ lbm/ft jam}$$

$$\text{maka Res} = 21931.91988$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,000078 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Fig 29 (Kern, 1965)}$$

$$s = 58484,60888$$

Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 \text{ L / B}$$

$$= 230,4$$

$$\Delta P_s = \frac{fxGs^2xDsx(N+1)}{5.22x10^{10}xDe x s x \phi s}$$

$$= 0.142288408 \text{ psi} = 0.0097 \text{ atm}$$

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Total Condensor-01	
Kode Alat		TC-01	
Fungsi		Merubah fase methanol menjadi liquid dan refluks	
Jumlah		1 unit	
DATA DESAIN			
Tipe		1-4 Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi		Carbon Steel	
UC		491,643 Btu/jam ft F	
UD		60934,3536 Btu/jam ft F	
DATA MEKANIK			
Shell Side		Tube Side	
ID	39 in	Length	31.2ft
B	19,5 in	OD	0,75 in
		BWG	18
Passes	1	Passes	4
ΔPs	0.142288408 psi	ΔPt	8.6020 psi

24. *Accumulator-01 (ACC-01)*

Fungsi : Menampung hasil kondensasi

Jumlah : 1 unit

Bentuk : *sieve tray distillation*

Data – data design :

Tekanan (P) : 1.5000atm

Temperatur (T) : 30.0000°C

Densitas (ρ) : 940.9029 kg/m³

Laju alir massa : 9.448.1333 kg/jam

Perhitungan :

a. Kapasitas *accumulator*, V_T

$$\begin{aligned}\text{Volume liquid} &= \frac{w}{\rho} \\ &= 10.0416 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Safety factor = 0,1000

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas tanki, } V_T &= (1 + 0,1) \times 10.0416 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 11.0457 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

b. Diameter *accumulator*, D

Tipe tangki yang digunakan adalah silinder horizontal dengan *head* dan *bottom torispherical*.

1. Volume silinder

$$\begin{aligned}V_s &= \frac{\pi}{4} D^2 L \\ L &= 4D \\ V_s &= \pi D^3 \\ &= 10.1960\end{aligned}$$

2. Volume *ellipsoidal head*

$$\begin{aligned}V_e &= \frac{\pi D^3}{24} \\ &= 0.4248\end{aligned}$$

Total volume *accumulator*

$$\begin{aligned}V_t &= V_s + 2 V_e \\ &= \pi D^3 + 2 \frac{\pi D^3}{24}\end{aligned}$$

$$= 1 + \frac{1}{12} + \pi D^3$$

$$= 3,4017 D^3$$

4. Diameter *accumulator*

$$D = \left(\frac{Vt}{3,4017} \right)^{1/3}$$

$$D = 1.4808 \text{ m}$$

Panjang *accumulator*

$$L = 4D$$

$$= 5.9233 \text{ m}$$

Tebal dinding tangki, *t* (diambil tebal *head*)

$$t_T = \frac{P \times D}{(S \times E) - (0,2 \times P)} + C \quad \text{(Tabel 4) Peters}$$

$$P = \text{tekanan } design = 151.9845 \text{ KN/m}^2$$

$$D = \text{diameter} = 1.4808 \text{ m}$$

$$S = \text{working stress allowable} = 94.461.5000 \text{ KN/m}^2$$

$$1. \quad E = \text{welding joint efficiency} = 0,8500 \quad \text{(Tabel 13.3)}$$

Coulson

$$C = \text{korosin yang diizinkan} = 0,0032$$

$$t = 0.0060 \text{ m}$$

$$t = 0.5952 \text{ cm}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Accumulator-01</i>
Kode Alat	ACC-01
Fungsi	Menampung hasil kondensasi
Jumlah	1 unit

DATA DESAIN

Tipe	<i>Silinder horizontal dengan penutup elipsooidal</i>
Temperatur	30.0000 °C
Tekanan	1.5000 atm
Kapasitas	11.0457 kg/jam

DATA MEKANIK

Diameter	1.4808 m
Panjang	5,052
	5.9233 m
Tebal dinding	0.0060 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

25. Reboiler-01 (RB-01)

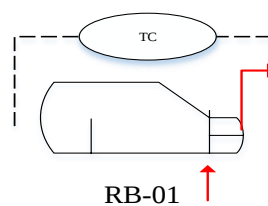
Fungsi : Mengubah sebagian bottom produk kolom distilasi
sebagai refluks gas

Tipe : *1-2 Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan Baku : *Carbon steel*

Jumlah : 1 Unit

Gambar :



Fluida Panas

$$W = 4941.308817 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 150.00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 302 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 150.00^{\circ}\text{C} = 302 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin

$$W = 4941.308817 \text{ kg/jam}$$

$$t_1 = 100.7412 \text{ }^{\circ}\text{C} = 213.33416 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 100.7412 \text{ }^{\circ}\text{C} = 213.33416 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan:

1. Beban Panas *Reboiler*

$$Q = 415.2002845 \text{ kJ/jam} = 393.53181 \text{ Btu/jam}$$

2. LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
302	Temperatur tinggi	213.33416	88.66584
302	Temperatur rendah	213.33416	88.66584

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$\text{LMTD} = 88.66584^{\circ}\text{F}$$

Oleh karena $R = 0$, maka:

$$\Delta t = \text{LMTD} = 88.66584^{\circ}\text{F}$$

$$T_c = T_{\text{avg}} = 302 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = 213.33416^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Asumsi } U_D = 150 \text{ Btu/hr.ft}^2.^{\circ}\text{F} \quad (\text{Tabel 8 Kern, hal 840})$$

$$A =$$

$$A = 0.029589134 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka dipilih HE jenis *Sheel and Tube*. Dari data table 10, buku

Kren didapatkan:

Tube Side :

$$\text{Panjang tube (L)} = 21,5 \text{ ft}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 0,75 \text{ inch}$$

$$\text{BWG} = 14$$

$$a'' = 0,1968 \quad (\text{Tabel 10, Kern})$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = \frac{A}{L \times a''}$$

$$\text{Nt} = 0.006993083$$

dari tabel 9 Kern, didapat Nt yang mendekati adalah 126

$$\text{Nt} = 126$$

Koreksi UD

$$A = \text{Nt} \times L \times a''$$

$$= 533,1312$$

$$\text{UD} = \frac{Q}{A \cdot \Delta t}$$

$$\text{UD} = 0.0083 \quad (\text{terpenuhi})$$

Karena nilai Ud perhitungan mendekati dengan nilai Ud asumsi, maka data untuk *Shell*.

Shell side :

$$\text{ID} = 12 \text{ inci}$$

$$\text{Baffle Space (B)} = \text{ID}/2 = 6 \text{ inci}$$

$$\text{Pass (n)} = 1$$

Fluida panas (steam) : Tube Side

$$\text{a. Flow area per tube (a't)} = 0,334 \text{ in}^2$$

$$\text{Total flow area (at)} = \text{Nt} \times a't / 144 \times n$$

$$= 0,146125 \text{ ft}^2$$

$$\text{b. Laju alir, Gt} = W / at$$

$$= 74549.93613 \text{ lb/(jm)} (\text{ft}^2)$$

c. Bilangan Reynold, Ret

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,018 \text{ cp} = 0,04356 \text{ lb/ft hr}$$

$$\text{ID} = 0,652 \text{ in}$$

$$\text{Ret} = D \times Gt / \mu$$

$$= 92987.75321$$

Fluida dingin: *Shell Side*

$$\text{Clerance (C')} = \text{pitch} - \text{OD}$$

$$= 0,19$$

$$\text{a. Luas area laluan (as)} = (\text{ID} \times \text{C}' \times B) / (144 \text{ Pt})$$

$$= 0,1 \text{ ft}^2$$

$$\text{b. Laju alir, (Gs)} = W / \text{as}$$

$$= 108936.0942 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$\text{c. Reynold Number (Res)} = D \times Gs / \mu$$

$$\text{Viskositas (u)} = 0,0121 \text{ cp}$$

$$= 0,029282 \text{ lb/ft hr}$$

$$\text{Jadi, Res} = D \times Gt / \mu$$

$$= 230293.5751$$

$$\text{d. JH} = 320 \quad (\text{Fig. 28 Kern, hal 838})$$

e. *Prandtl Number* (Pr)

$$\text{Tc} = 158^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Cp} = 8,693 \text{ Btu/lb } ^{\circ}\text{F}$$

$$k = 0,0251$$

$$\text{Prandl Number (Pr)} = \left(\frac{Cp}{k} \frac{\mu}{\text{lb/ft hr}} \right) \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 2.164539746$$

$$h_o = j_H \left(\frac{k}{D_e} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$h_o/\phi_s = 280.8526372 \text{ Btu/jam ft F}$$

pada μ_w , didapatkan :

$$\mu_w = 0,0146 \text{ cP}$$

$$= 0,035332 \text{ lb/ft hr}$$

$$\phi_s = (\mu/\mu_w)^{0.14} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$\phi_s = 0,974048433$$

f. Koreksi h_o

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s$$

$$h_o = 273.5640712 \text{ Btu/hr ft F}$$

PRESURE DROP

Tube side

1. Clean overall coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)}$$

$$U_c = 231.3681 \text{ Btu/jam ft F}$$

2. Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_d)}{(U_c \times U_d)}$$

$$R_d = 120.1144$$

Pressure Drop

$$\text{Untuk Ret} = 92987.75321$$

$$f = 0,0009 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 1$$

$$\Delta P_t = (f \times [Gt]^2 \times L \times n) / (5.22 \times [10]^{10} \times D_t \times s \times \phi^5 t)$$

$$\Delta P_t = 0.075834821 \text{ Psi}$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{V^3}{2g}$$

$$\text{Untuk } Gt = 74549.93613 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Dari Figur 27, buku Kern, didapatkan :

$$V^2 / 2g = 0,088$$

Maka :

$$\Delta P_r = 0,012 \text{ Psi}$$

$$\Delta P_T = 0.087834821 \text{ Psi} = 0.0060 \text{ atm}$$

Shell Side

1. Faktor friksi

$$Re_s = 230293.5751$$

$$\text{Faktor friksi (} f \text{)} = 0,0013$$

2. Number of cross, (N+1)

$$N + 1 = 12 L / B$$

$$\frac{f G_s^2 D_i (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e S \phi_s} = 516$$

$$s = 110.0312582$$

$$3' \quad P_s = 0.001422884 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Reboiler-01
-----------	-------------

Kode Alat	RB-01
-----------	-------

Fungsi	Mengubah sebagian bottom produk kolom distilasi sebagai refluks gas
--------	---

Jumlah 1 unit

DATA DESAIN

Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
UC	449 Btu/jam ft F
UD	492,3273 Btu/jam ft F

DATA MEKANIK

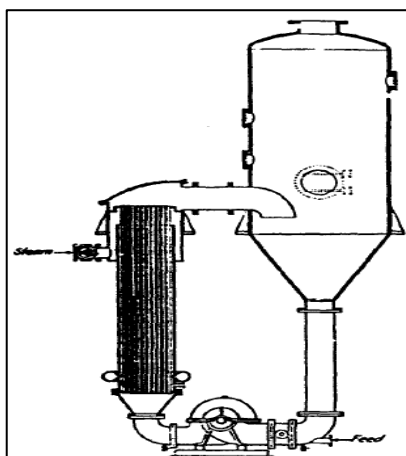
Shell Side		Tube Side	
ID	12 in	Length	21,5 ft
B	6 in	OD	0,75 in
		BWG	14
Passes	1	Passes	2
ΔP_s	0.087834821psi	ΔP_t	0.001422884 psi

26. Evaporator (EVP-01)

Nama alat : Evaporator-01

Fungsi : Menguapkan kandungan air dari asam akrilat dan asam sulfat

Gambar :



Data Desain

Kapasitas	= 2,6023 m ³
Tekanan	= 1 atm
	= 760 mmHg
Temperatur	= 110°C
	= 383,15°K
Laju Alir Massa	= 4.848,6464 kg/jam
Densitas Campuran	= 1,0018 kg/m ³
	= 2,2086 lb/kg
	= 62,,5416 l/ft ²
Waktu Tingal	= 15 menit
	= 0,25 jam
Jumlah	= 1 buah

Volume Tangki

Faktor Keamanan	= 0,2 (20%)
Volume Bahan Masuk (Vc)	= 1.182,8648 liter
	= 1,1829 m ³
Kapasitas Volume Tangki	= Vc (1+fk)
	= 1,4149 m ³

Diameter, Tinggi, Tekanan, dan Tebal Dinding

1). Diameter

Heat exchanger didesain berbentuk silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal. Direncanakan perbandingan antara tinggi evaporator dan tinggi *head* dengan diameter *heat exchanger*.

$$\frac{Hs}{D} = \frac{3}{2}, \quad \frac{Hh}{D} = \frac{1}{4}$$

- a. Volume Silinder

$$V_s = 1,775 D^3$$

- b. Volume Tutup Tangki

$$V_h = 0,1309 D^3$$

- c. Volume Tangki = $V_s + 2 V_h$

$$2,1686 = 1,775 D^3 + 2 (0,1309 D^3) = 2,0368 m^3$$

$$D^3 = 0,5807 m^3$$

$$D = 0,8343 m^3$$

$$= 2,7372 ft$$

- 2). Tinggi

- a. Tinggi Tangki

$$H_s = 3/2 \times D = 1,2515 m$$

- b. Tinggi Alas dan Tutup

$$= 2 \times (1/4 D)$$

$$= 0,4172 m$$

- c. Tinggi Total Tangki

$$= H_s + H_h$$

$$= 1,6686 m$$

- d. Tinggi Cairan dalam Tangki

$$H_c = 4 \times V_c / \pi \times D$$

$$= 0,5505 m$$

$$= 1,8061 ft$$

- 3). Tekanan

$$\text{Tekanan operasi} = 1 atm$$

$$= 14,6959 \text{ psi}$$

a. Tekanan desain

$$\rho \text{ (Hc-1)} = 63,9738 \text{ l/ft}^3 \times (1,8061 \text{ ft} - 1)$$

$$= 51,5679$$

$$\rho \text{ (Hc-1)}/144 = \frac{51,5679}{144}$$

$$= 0,3581$$

$$P \text{ desain} = P \text{ operasi} + \rho \text{ (Hc-1)}/144$$

$$= 14,6959 + 0,3581$$

$$= 15,0540 \text{ psi}$$

Faktor korosi 20 % maka,

$$\text{Tekanan desain alat} = 15,0540 \text{ psi} \times (1 + 0,2)$$

$$= 18,0648 \text{ psi}$$

4). Tebal Dinding

Bahan konstruksi tangki *stainless steel* 316

$$\text{Maksimum } allowed \text{ stress, } f = 12,650 \text{ psi} \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$\text{effisiensi sambungan, } E = 0,85 \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$\text{faktor korosi, } C = 0,0125 \text{ in/tahun}$$

$$= 0,0125 \times n \text{ (service life)}$$

$$= 0,125 \text{ in/tahun}$$

$$\text{umur alat, } n = 10 \text{ tahun}$$

Maka, tebal plat maksimum :

$$t = \frac{P \times D \times 12}{(f \times E - 0,6 \times P)} + C \quad (\text{Brownell, hal 140})$$

$$= \frac{15,0540 \text{ psi} \times 2,7372 \text{ ft} \times 12}{(180648 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 15,0540)} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,224675 \text{ in} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,349675 \text{ in (dipilih tebal dinding standar 1.25}$$

in)

Pemilihan Tube

Direncanakan pipa yang dipakai sebagai aliran *steam* adalah pipa dengan ukuran nominal 1 1/4 in *schedule* 40 dengan ketentuan sebagai berikut :

$$\text{OD} = 1,66 \text{ in} = 0,13833 \text{ ft} \quad (\text{Tabel 11 Kern, 1965})$$

$$\text{ID} = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$$

$$\text{Luas permukaan} = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

a. Luas Permukaan perpindahan panas

$$A = \frac{dQ}{Ud \times \Delta T}$$

Dimana:

$$dQ = \text{Panas yang dibawa, Btu/jam}$$

$$= 526.747,3820 \text{ kJ/jam}$$

$$= 499.260,1867 \text{ Btu/jam}$$

$$\Delta T = \text{Perbedaan 402emperature fluida masuk dan keluar}$$

$$= T_1 = 185 \text{ F} = 85 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= T_2 = 302 \text{ F} = 150 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= \Delta T = 117 \text{ F}$$

$$Ud = \text{Koefisien perpindahan panas, Btu/jam F, ft}^2$$

(Besar Ud berada antara 50-150 btu/jam F, ft² (Perry,1997)

(Ud yang diambil adalah 100 Btu/jam.F.ft²)

Sehingga,

$$A = \frac{499.260,1867 \text{ Btu/jam}}{117 \text{ F} \times 100 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.F.ft}^2}}$$

$$= 0,00365 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} L &= \frac{A_{\text{total}}}{A} \\ &= \frac{42,6718 \text{ ft}^2}{0,00365 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\ &= 98,0961 \text{ ft}^2 \\ &= 9,1134 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

b. Menentukan volume 1 buah *tube* di *evaporator*

$$\begin{aligned} V_t &= \frac{\pi}{4} \times (ID^2) \times \text{luas permukaan} \\ &= \frac{3,14}{4} \times (0,0351 \text{ m} \times 0,1326 \text{ m}) \\ &= 0,0128 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

c. Menentukan Jumlah Total Tube

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{V_c}{V_t} \\ &= \frac{225,51}{0,0128} \\ &= 8,1747 \text{ tube} \end{aligned}$$

d. Volume Tube Evaporator, V_{tr}

$$\begin{aligned} V_{tr} &= \frac{N_t}{V_t} \\ &= \frac{169,5862}{0,0128} \\ &= 2,1686 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Evaporator-01</i>
Kode Alat	EV-01
Fungsi	Untuk menguapkan kadar air dari asam akrilat dan asam sulfat

Jumlah	1 unit
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Single Effect Evaporator</i>
Temperatur	110° C
Tekanan	1 atm
Laju alir	2..930,7129 kg/jam
DATA MEKANIK	
Diameter vessel	0,8343 m
Tinggi	1,6686 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel sa 285 grade c</i>

LAMPIRAN D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

D.1 Menentukan Indeks Harga

Untuk menghitung biaya peralatan pada tahun 2028 digunakan indeks harga dari tahun 2021-2026.

Tabel D.1 Indeks harga

Tahun	Indeks Harga
2021	475,8
2022	479,7
2023	483,5
2024	487,5
2025	491,3
2026	495,2

Untuk memperkirakan indeks harga pada tahun 2029 digunakan metode regresi linier.

$$Y = AX + B$$

Keterangan:

Y = indeks harga

A = slope

X = tahun

B = intersep

D.2 Perhitungan Harga Peralatan

$$\text{Present cost} = \text{original cost} \times \frac{\text{index value at present time}}{\text{index value at original cost}}$$

RIWAYAT PENULIS



Penulis bernama lengkap **Anggun Septyaningsih** lahir di Jambi, pada tanggal 28 September 2002. Penulis merupakan putri ketiga dari empat bersaudara pasangan Bapak Irwansyah dan ibu Ade Susilawati. Jejak pendidikan penulis diantaranya: Pendidikan Sekolah dasar di SDN 09 Pelabuhan Dagang (2008-2014), SMPN 1 Tungkal Ulu (2014-2017), SMAN 3 Tanjung Jabung Barat (2017-2020) dengan pemilihan jurusan yang di ambil adalah IPA.

Pada tahun 2020 penulis diterima sebagai mahasiswa Universitas Jambi melalui jalur Seleksi Bersama Masuk Perguruan Tinggi Negeri (SBMPTN) di Universitas Jambi Fakultas Sains dan Teknologi Program Studi Teknik Kimia.

Pada tahun 2021 penulis mengikuti lomba debat Bahasa Indonesia yang dilaksanakan oleh Fakultas Sains dan Teknologi dan menang juara 3. Kemudian pada tahun 2022 penulis lolos pendanaan Program Pengabdian Mahasiwa kepada Masyarakat (P2M2). Pada tahun 2023 penulis lolos pendanaan Program Mahasiswa Wirausaha (PMW). Pada tahun 2023 penulis melakukan penelitian dengan judul “Efek Perekat *Black Liquor* (BL) Terhadap *Properties* Biobriket yang Diproduksi dari Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) dengan Proses Torefaksi”.

Selama perkuliahan penulis tercatat aktif dalam banyak organisasi dan kegiatan kemahasiswaan. Dilingkungan kampus, penulis tercatat aktif sebagai kestarti *e-talent Chemical Engineering Fair* (CEF) HIMATEKA 2020/2021; Staff Pengurus Himpunan Mahasiswa Teknik kimia Universitas Jambi 2021/2022; Kepala Departement Kewirausahaan Himpunan Mahasiswa Teknik kimia Universitas Jambi tahun 2022/2023; dipercaya menjadi panitia acara Pengenalan Kehidupan Kampus Mahasiswa Baru (PKKMB) Fakultas Sains dan Teknologi Tahun 2021 dan 2022; CO Divisi Hubungan Masyarakat Latihan Dasar Organisasi BKKMTKI Daerah I pada tahun 2023; dan menjadi Sekretaris 2 Dewan Perwakilan Mahasiswa (DPM) Fakultas Sains dan Teknologi Tahun 2023/2024. Diluar kampus, penulis aktif sebagai *Head of Public Relations Youth Ranger Indonesia* (YRI) Wilayah Sumatera 2 tahun 2023/2024.

Selain berprestasi dan aktif berorganisasi, penulis pernah menjadi delegasi HIMATEKA dalam agenda Rapat Koordinasi Daerah (RAKORDA) BKKMTKI Daerah I yang diselenggarakan oleh HIMATEKIN POLINELA di Lampung Tahun 2021, menjadi delegasi HIMATEKA dalam agenda Latihan Dasar Kepemimpinan (LDK) BKKMTKI Daerah I yang diselenggarakan oleh HIMATEKA UNJA di Tahun 2022. Penulis pernah *Internship* di PT. Semen Padang pada tahun 2023.